

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS

FACULDADE DE ENGENHARIA QUÍMICA

ÁREA DE CONCENTRAÇÃO

SISTEMAS DE PROCESSOS QUÍMICOS E INFORMÁTICA

**Redução do Consumo de Água na Etapa de Branqueamento
da Celulose Via Reutilização de Efluentes Industriais**

Autor: Alexandre Augusto de Andrade

Orientador: Prof. Dr. José Vicente Hallak d'Angelo

Co-orientador: Prof. Dr. Roger Josef Zemp

**Dissertação de Mestrado apresentada à Faculdade de Engenharia Química
como parte dos requisitos exigidos para a obtenção do título de Mestre em
Engenharia Química**

Março, 2006

CAMPINAS – SP

FICHA CATALOGRÁFICA ELABORADA PELA
BIBLIOTECA DA ÁREA DE ENGENHARIA E ARQUITETURA - BAE -
UNICAMP

An24r

Andrade, Alexandre Augusto de
Redução do consumo de água na etapa de branqueamento
de celulose via reutilização de efluentes industriais /
Alexandre Augusto de Andrade.--Campinas, SP: [s.n.],
2006.

Orientadores: José Vicente Hallak d'Angelo, Roger Josef
Zemp
Dissertação (mestrado) - Universidade Estadual de
Campinas, Faculdade de Engenharia Química.

1. Indústria de celulose. 2. Água - Reutilização. 3.
Águas residuais. 4. Branqueamento. Celulose. I.
D'Angelo, José Vicente Hallak. II. Zemp, Roger Josef. III.
Universidade Estadual de Campinas. Faculdade de
Engenharia Química. IV. Título.

Titulo em Inglês: Reduction of water consumption in cellulose bleaching
stage by reusing industrial effluents

Palavras-chave em Inglês: Cellulose, Bleaching, White water, Mass
integration, NPE's (non-process elements)

Área de concentração: Engenharia de Sistemas de Processos Químicos e
Informática

Titulação: Mestre em Engenharia Química

Banca examinadora: Marcelo Cardoso e Maria Teresa Moreira Rodrigues

Data da defesa: 17/03/2006

Dissertação de Mestrado defendida por Alexandre Augusto de Andrade e aprovada em 17 de março de 2006 pela banca examinadora constituída pelos doutores:

Prof. Dr. José Vicente Hallak d'Angelo

Prof. Dr. Marcelo Cardoso

Prof^a Dr^a Maria Teresa Moreira Rodrigues

Este exemplar corresponde à versão final da dissertação de
Mestrado em Engenharia Química

Prof. Dr. José Vicente Hallak d'Angelo – Orientador

A

Meu Avô José Barbosa de Castro, um homem que deixou ensinamentos e mostrou a todos o caminho de se viver dignamente.

Acelino, meu pai, exemplo de honestidade, hombridade e perseverança, Vilma, minha mãe, a alegria, sabedoria e compreensão em pessoa, juntos, uma combinação do que há de melhor para se aprender e viver.

A minha Avó Angélica, Irmãos Vivian e Murilo e namorada Lisinéia pelo apoio efetivo nesta jornada.

AGRADECIMENTOS

Ao professor José Vicente Hallak d'Angelo pelo incentivo, prontidão e competente orientação na condução deste trabalho.

Ao professor Roger Jozef Zemp pelas contribuições e dicas em sua co-orientação.

A Ripasa S.A Celulose e Papel pelo fornecimento de dados e pela oportunidade de realizar esta parceria.

A todos os funcionários da Ripasa que contribuíram com informações, dados e suporte técnico, em especial aos funcionários do laboratório da Producel.

A Danyella Oliveira Perissotto e Rui Aureliano Lima pela valiosa contribuição com sugestões e recomendações.

Ao Gerente da Producel Israel Trovó pelo apoio, incentivo e pela dedicação em viabilizar o trabalho junto a Ripasa.

Aos alunos de iniciação científica do Prof. José Vicente, Paulo Moura da Glória e Adolpho Coelho Lemos Neto, juntamente com o mestrando do DESQ, Paulo Renato dos Santos, pelas contribuições no desenvolvimento deste trabalho.

RESUMO

Na indústria de papel e celulose há uma grande preocupação sobre o consumo crescente de água fresca e também quanto ao volume de efluentes a serem tratados, pois estão estritamente ligados às limitações de expansões do processo, devido a restrições ambientais e capacidade da planta. O objetivo principal deste trabalho é estudar a viabilidade técnica de se usar o efluente gerado nas máquinas de papel, água branca, nas prensas de lavagem do branqueamento, visando uma redução no consumo de água fresca nestes equipamentos. Foi realizado um estudo de caso do processo de produção da Ripasa S.A. Celulose e Papel, uma indústria de papel e celulose localizada em Limeira (Estado de São Paulo). Nesse processo é gerada uma taxa de cerca de 700 m³/h de água branca e devido às propriedades físico-químicas deste efluente, especialmente seu conteúdo de matéria orgânica e sua alta dureza, não é possível a reutilização total dessa água na etapa de branqueamento sem causar problemas operacionais como incrustações em tubos e entupimento das telas. Assim, neste trabalho, um balanço de massa na unidade de branqueamento da Ripasa foi desenvolvido em uma planilha eletrônica, para avaliar a possibilidade de reduzir o consumo de água fresca usando-se uma fração do volume da água branca para a lavagem da polpa nessa etapa do processo. Para tanto algumas propriedades físico-químicas da corrente de água branca e de outras correntes do processo de branqueamento foram determinadas, tendo-se como a mais importante a análise de matéria orgânica. As concentrações máximas de alguns elementos não processáveis (NPE) como Si, Ca, Mn e Fe também foram determinados para estabelecer alguns parâmetros para permitir essa integração de processo, considerando-as como restrições operacionais. Os resultados obtidos mostraram que é possível reduzir aproximadamente 13% do consumo de água fresca, tendo-se como principais restrições a concentração de matéria orgânica seguida da concentração de Ca presentes na água branca. É importante dizer que esta integração de processo não só contribui para a redução no consumo de água fresca, mas também para a redução do volume dos efluentes gerados no processo.

ABSTRACT

In pulp and paper mills there is a great concern about the increasing consumption of fresh water and also the great volume of effluents that need to be treated, since they are represent limitations to new process expansions, due to environment restrictions and plant capacity. The aim of this work is to study the technical viability of using the effluent stream generated in the paper machines, called white water, in the washing presses of bleaching stages, seeking for a reduction in the consumption of fresh water in these equipments. A case study was performed, using industrial data of a real pulp and paper mill. In its process, white water is produced at a rate of about 700 m³/h and the physical-chemical properties of this effluent, mainly its organic material content and hardness, do not allow its complete reuse in the bleaching process, without causing operational problems like fouling in tubes and clogging in the screens. So, in this work, a material balance of the bleaching unit was developed in an electronic spreadsheet in order to evaluate the possibility to reduce the consumption of fresh water in the washing presses, using a portion of the white water effluent stream. To accomplish the objective proposed, some physical-chemical properties of white water stream and other process streams were determined experimentally, and the most important one is organic material analysis. The maximum concentration of some non-process elements like Si, Ca, Mn and Fe that could accumulate in the process were also determined in order to establish some parameters to perform process integration, considering these concentrations as operational restrictions. The results obtained have shown that it is possible to reduce approximately 13% of fresh water consumption and the main restrictions to this reduction is organic material content and concentration of Ca in white water stream. It is also important to say that this process integration not only contributes to reduce fresh water consumption but also helps to reduce the volume of effluents generated in the process.

SUMÁRIO

ÍNDICE DE FIGURAS	xi
ÍNDICE DE TABELAS	xii
NOMENCLATURA	xiii
1. INTRODUÇÃO	01
1.1. Justificativa	03
1.2. Objetivos do trabalho.....	08
1.3. Objetivos específicos do trabalho.....	09
2. PROCESSO KRAFT	13
2.1. Ripasa S.A. celulose e papel e seu processo de produção.....	15
2.1.1. Produção de celulose	16
I. Preparação de cavacos.....	16
II. Polpação	17
III. Depuração da polpa marrom.....	18
IV. Processo de branqueamento	20
V. Processo de desaguamento na unidade da Ripasa I.....	27
VI. Secadora	27
2.1.2. Máquinas de papel	27
2.1.3. Utilidades e recuperação	28
I. Captação e tratamento de água	28
II. Tratamento dos efluentes.....	29
III. Recuperação	30
3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	33
3.1. Integração de processos na indústria química	35
3.2. Integração de processo na indústria de papel e celulose.....	36
3.3. Elementos não processáveis.....	39
3.4. Técnicas para o tratamento de efluentes na indústria de papel e celulose	40

4. MATERIAIS E MÉTODOS	43
4.1. Conhecimento do processo e identificação do problema	45
4.2. Levantamento de dados do processo.....	46
4.2.1. Identificação das linhas	46
4.2.2. Tratamento dos dados.....	47
4.2.3. Medidas experimentais.....	47
4.3. Balanço de massa e otimização do processo	53
5. RESULTADOS E DISCUSSÕES	59
5.1 Conhecimento do processo e identificação do problema	61
5.2. Levantamento de dados do processo.....	61
5.3. Balanço de massa e otimização do processo	68
6. CONCLUSÕES E SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS.....	97
7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	103
GLOSSÁRIO.....	109
ANEXO 1 – GRÁFICOS DAS CORRELAÇÕES	113
ANEXO 2 – MEMÓRIA DE CÁLCULO DO BALANÇO DE MASSA.....	121
ANEXO 3 – PLANILHA COM BALANÇO DE MASSA COMPLETO	129
ANEXO 2 – MEMÓRIA DE CÁLCULO DO BALANÇO PARA O Fe.....	135

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 01 – Balança comercial brasileira de papel e celulose.	05
Figura 02 – Etapas do processo “kraft”.	16
Figura 03 – Esquema de depuração	19
Figura 04 – Fluxograma simplificado do branqueamento ECF da Ripasa I	21
Figura 05 – Prensa de Lavagem.	22
Figura 06 – Branqueamento ECF detalhado.....	25
Figura 07 – Scale Rate Monitor (SRM)	50
Figura 08 – Componentes do SRM.....	50
Figura 09 – Esquema do processo de branqueamento para o desenvolvimento do balanço de massa.....	56
Figura 10 – Vazão mássica da polpa na entrada do processo de branqueamento	62
Figura 11 – Gráfico de Reagentes 1 x Entrada de polpa.....	68
Figura 12 – Residual do Gráfico de Reagentes 1 x Entrada de polpa.....	69
Figura 13 – Balanço preliminar Estágio 1 (Estágio DualD da Ripasa).....	71
Figura 14 – Balanço preliminar Estágio 2 (Estágio OP da Ripasa).....	73
Figura 15 – Balanço preliminar Estágio 3 (Estágio D da Ripasa)	74
Figura 16 – Validação do modelo	76
Figura 17 – Balanço completo com os NPE’s para o primeiro estágio	77
Figura 18 – Integração das Correntes de Água Branca e Industrial	79
Figura 19 – Janela da ferramenta Solver	81
Figura 20 – Planilha com restrições e botão de macro.....	82
Figura 21 – Balanço de massa simplificado.	84
Figura 22 – Redução do consumo de água x restrição da matéria orgânica	86
Figura 23 – Influência do Si na redução do consumo de água industrial (com M.O.)	91
Figura 24 – Influência do Si na redução do consumo de água industrial (sem M.O.)	92
Figura 25 – Influência do Fe na redução do consumo de água industrial (sem M.O.)	92
Figura 26 – Faixa de sensibilidade para a restrição do cálcio	93
Figura 27 – Faixa de alta sensibilidade na restrição do cálcio.....	94
Figura 28 – Influência do Ca na redução de água industrial (com M.O.).....	95
Figura 29 – Influência do Ca na redução de água industrial (sem M.O.).....	95

ÍNDICE DE TABELAS

Tabela 01 – Produção de celulose no mercado	04
Tabela 02 – Dados do processo de produção de celulose e papel da Ripasa.....	10
Tabela 03 – Economia de água fresca apresentada por alguns trabalhos.....	41
Tabela 04 – Parâmetros de incrustações	51
Tabela 05 – Correntes das Figuras 06 e 09	55
Tabela 06 – Análises diversas.....	63
Tabela 07 – Consistência das polpas.....	64
Tabela 08 – Poder de incrustação.....	65
Tabela 09 – Matéria orgânica e dureza nas correntes do branqueamento	66
Tabela 10 – Concentração de NPE's	67
Tabela 11 – Correlações para o balanço de massa	70
Tabela 12 – Restrições usadas nas simulações	82
Tabela 13 – Economia de água com a variação da entrada do branqueamento .	85
Tabela 14 – Influência do Fe na redução do consumo de água industrial	87
Tabela 15 – Influência do Ca na redução do consumo de água industrial	88
Tabela 16 – Influência do Si na redução do consumo de água industrial	89
Tabela 17 – Influência do Mn na redução do consumo de água industrial.....	90
Tabela 18 – Redução percentual na água industrial em condições críticas.....	96

NOMENCLATURA

<i>ADT</i>	<i>Air Dry Ton</i> – Tonelada seca ao ar
$Conc_{Fe_n}$	Concentração de ferro em cada corrente n do processo (mg/L)
$Conc_{FeR}$	Concentração de ferro resultante (mg/L)
$Conc_{FeR.A.}$	Concentração resultante de Fe para a corrente de água de lavagem (mg/L)
$Conc_{M.O.R.A.}$	Concentração resultante de matéria orgânica para a corrente de água de lavagem (mg/L)
C_n	Consistência da corrente n do processo
$Conc_{M.O.n}$	Concentração de matéria orgânica na corrente n do processo (mg/L)
<i>D</i>	Estágio de branqueamento com dióxido de cloro
<i>DBO</i>	Demanda bioquímica de oxigênio
<i>DQO</i>	Demanda química de oxigênio
<i>DualD</i>	Estágio de branqueamento com dióxido de cloro, a quente
<i>ECF</i>	<i>Elemental chlorine free</i> / processo livre de cloro elementar
<i>ETA</i>	Estação de tratamento de água
<i>ETE</i>	Estação de tratamento de efluente
<i>HexA</i>	Ácido hexanurônico
<i>ICP-OES</i>	Espectrometria de emissão óptica por plasma indutivamente acoplado
$\dot{m} Fe_n$	Vazão de ferro da corrente n do processo (kg/h)

\dot{f}_n	Vazão mássica de fibras em cada corrente n do processo (t/h)
$\dot{m}_{M.O.n}$	Vazão mássica de matéria orgânica na corrente n do processo (kg/h)
\dot{m}_n	Vazão mássica total de cada corrente n do processo (t/h)
\dot{s}_n	Vazão mássica de solução na corrente n do processo (t/h)
<i>M.O.</i>	Matéria orgânica
n	Correntes do processo de branqueamento que vão de 1 até 30
<i>NPE's</i>	<i>Non Process Elements</i> – Elementos não processáveis
<i>ODT</i>	<i>Over Dry Ton</i>
<i>OP</i>	Estágio do branqueamento de extração alcalina oxidativa
<i>PCM</i>	Produção de celulose de mercado
R^2	Coefficiente de correlação
s	Desvio padrão
<i>SRM</i>	<i>Scale Rate Monitor</i> (monitor de taxa de escala)
<i>Tappi</i>	<i>Technical association of the pulp and paper industry</i>
<i>TCF</i>	<i>Totally chlorine free</i> / processo totalmente livre de cloro
X_{Fen}	Fração mássica de ferro na corrente n
ρ_n	Densidade da corrente n (kg/m ³)

1. INTRODUÇÃO

1. Introdução

Em consequência da atividade humana em busca do “desenvolvimento sustentável”, diversos setores da sociedade despertaram para a necessidade de se preservar os recursos naturais do planeta. Assim o mundo científico-tecnológico está empenhado em desenvolver novas tecnologias de baixo impacto ambiental, que atendam às legislações ambientais, bem como às exigências de mercado e da sociedade. Tendo em vista esta realidade são apresentados neste capítulo as justificativas e os objetivos deste trabalho.

1.1. Justificativa

Atualmente a indústria de celulose e papel é um dos segmentos industriais que mais investe e, conseqüentemente, que mais prospera no controle ambiental, aplicando tecnologias emergentes nos seus processos de cozimento e de branqueamento.

Hoje o Brasil é o sétimo maior produtor mundial de celulose e pastas (fibra longa e fibra curta), ocupando a terceira posição especificamente na produção de celulose de mercado (Tabela 01) e é o décimo segundo maior produtor de papel, além de estar entre os 11 maiores mercados consumidores mundiais.

Pode-se observar que no Brasil o setor produtivo de celulose e papel tem contribuído, e muito, para o grande aumento do saldo positivo em nossa balança comercial. A indústria brasileira de celulose e papel, segundo dados da Associação Brasileira de Celulose e Papel - Bracelpa (**Bracelpa, 2005**), registrou em 2004 resultados significativos em seu desempenho produtivo. A produção de celulose alcançou 9,4 milhões de toneladas e a de papel, 8,2 milhões de toneladas, o que representa um crescimento de 3,6%, para ambos os produtos, sobre o ano anterior. O consumo aparente de papel em 2004 foi de 7,2 milhões de toneladas, com um crescimento de 6,5% sobre 2003. Este resultado indicou um consumo *per capita* anual de 39,3 kg/habitante, superior em 4,2% aos 37,7 kg registrados em 2003.

Em 2004, as exportações de celulose e papel, participando intensamente do fluxo de comércio globalizado, registraram um valor total da ordem de US\$ 3,1

1. Introdução

bilhões, com crescimento de 9,5% sobre o ano anterior. O superávit alcançado foi de US\$ 2,5 bilhões, representando crescimento de 7,9% em relação a 2003. Tais números refletem os investimentos iniciados e a entrada em operação de novas capacidades instaladas.

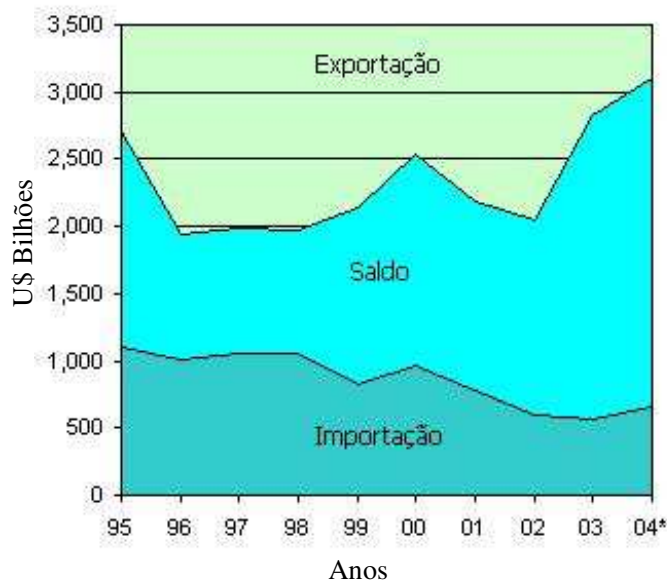
Tabela 01- Produção de celulose de mercado (PCM).

Produtores	1990 (10⁶ t)	PCM (%)	1999 (10⁶ t)	PCM (%)
Canadá	6,9	25,1	10,7	26,7
EUA	6,7	24,4	7,6	19,0
Brasil	1,8	6,5	3,7	9,2
Suécia	3,0	10,9	3,6	9,0
Finlândia	1,6	5,8	2,1	5,2
Chile	0,6	2,2	2,0	5,0
Indonésia	0,2	0,7	1,2	3,0
Portugal	1,2	4,4	1,2	3,0
Espanha	0,6	2,2	1,0	2,5
Outros	4,9	17,8	6,9	17,4
Total	27,5	100	40,1	100

Fonte: BNDES (2001).

Os principais mercados da celulose brasileira no exterior no decorrer do último ano foram: Europa, destino de 45% das exportações do setor; seguido pela Ásia com 32% e América do Norte, com 19%. Nas exportações de papel, os principais mercados foram: América Latina, com 44%; seguida pela Europa, com 26%; Ásia, com 13% e América do Norte, com 11%. Exportando para mais de 100 países, pode-se observar, através do saldo da balança comercial (Figura 01), que o Brasil reafirmou sua vocação como produtor de celulose e papel de qualidade nos últimos anos.

1. Introdução



Fonte: Bracelpa 2005.

Figura 01 - Balança comercial brasileira de papel e celulose.

O setor de celulose e papel possui uma extensa cadeia produtiva abrangendo diversas etapas, tais como: produção de madeira, energia, celulose e papel, conversão em artefatos de papel e papelão, reciclagem de papel, produção gráfica e editorial; além de atividades de comércio, distribuição e transporte. Os investimentos neste setor têm grande poder multiplicador de renda, pelo estímulo à produção de bens de capital e à construção civil. A geração de empregos se estende além das atividades ligadas diretamente à produção, oferecendo vagas em outras áreas nos pólos articulados com o setor. Segundo o Ministério das Relações Exteriores (**MRE, 2005**), estima-se que o número de trabalhadores ligados às atividades desse setor supera a faixa de 1 milhão de pessoas. Além disso, a produção de celulose e papel é uma atividade responsável por uma descentralização industrial, induzindo o desenvolvimento em regiões menos dinâmicas. Os projetos florestais e industriais têm sido implantados próximos a maciços florestais plantados, normalmente localizados em regiões distantes dos centros urbanos. Hoje, a atividade florestal distribui-se por 281 municípios brasileiros.

Em relação às perspectivas futuras para o setor, o aumento do consumo mundial de papel está estimado em 3,3 % a.a. para os próximos anos, com maior

1. Introdução

dinamismo na Ásia e América Latina. Os projetos de expansão da oferta, que venham a ser executados, encontrarão um mercado mundial receptivo. No mercado interno espera-se um aumento no consumo de papel da ordem de 5,5 % a.a. para os próximos dez anos.

Esse quadro de aumento do consumo, aliado às projeções feitas para o setor, justifica o grande número de projetos de investimento em celulose e papel atualmente em andamento, que já alcançaram US\$ 2,2 bilhões. Os investimentos planejados envolveram recursos da ordem de US\$ 5,4 bilhões no período 1995-2005.

Este potencial de crescimento do setor de celulose e papel no Brasil possui uma grande possibilidade de aumentar ainda mais o nível atual das exportações devido, principalmente, ao fato do Brasil dispor de condições favoráveis em termos de qualidade e quantidade de recursos naturais e desenvolver modernas tecnologias silviculturais compatíveis com o desenvolvimento sustentável. As condições climáticas brasileiras proporcionam a principal vantagem comparativa da indústria de celulose e papel do Brasil, que é o tempo de maturação do eucalipto, de 7 anos, ao contrário de outros países como EUA, Canadá e países de Europa, cujo tempo é de 35 anos (**Oliveira, 2001**), o que contribui ainda mais para o potencial de crescimento deste setor.

Devido a estas grandes perspectivas do mercado, principalmente na Europa, que exige produtos que não levem riscos ao meio ambiente ou à saúde pública durante o seu uso ou produção, é que as empresas do setor se vêm compelidas a modificar seus processos de produção de polpa celulósica. Assim sendo, o respeito ao meio ambiente tem se tornado um fator importante para a competitividade das fábricas de celulose e papel, especialmente daquelas que produzem para o mercado internacional.

Alguns pontos relevantes da indústria de papel e celulose nos mostram a importância deste setor na economia nacional (**Bracelipa, 2005**):

- 220 empresas, em 450 municípios de 16 estados, nas cinco regiões brasileiras;

1. Introdução

- 100 mil empregos diretos nas indústrias e florestas;
- US\$ 3,1 bilhões exportados em 2003, gerando saldo comercial de US\$ 2,5 bilhões;
- R\$ 1,7 bilhão em impostos pagos em 2002;
- 8 milhões de toneladas de celulose produzidas por ano (7º. do mundo);
- 7,7 milhões de toneladas de papel produzidas por ano (11º. do mundo);
- utiliza exclusivamente madeira de florestas plantadas (eucalipto e pinus);
- 1,4 milhão de hectares de florestas plantadas em 11 estados e 394 municípios;
- 1,5 milhão de florestas nativas preservadas e cultivadas;
- 3 milhões de toneladas de papel recicladas anualmente.

Para sustentar todo este crescimento e para tornar a indústria nacional cada vez mais competitiva, o Brasil precisa aliar os seus recursos naturais, em termos de qualidade e quantidade, ao desenvolvimento de novas tecnologias, tanto em relação ao processo industrial, como na área florestal. Trabalhando com processos em escalas adequadas, utilizando novos equipamentos, aumentando a produtividade e a qualidade dos produtos, será possível melhorar ainda mais a projeção desse setor.

A renovação tecnológica, a automação do processo, o controle ambiental adequado e a capacitação gerencial e tecnológica, são as chaves para que as indústrias nacionais mantenham a sua competitividade e agressividade no setor. Neste ponto, a parceria com instituições de pesquisa, especificamente as Universidades, pode trazer resultados práticos para a melhoria do desempenho do processo de produção.

1. Introdução

Assim, considerando os dados apresentados neste item, podemos notar a importância de se estudar o processo de produção de papel e celulose, para que se possa, através deste estudo, otimizar o consumo de seus insumos básicos (água e energia), visando não só a melhoria do seu processo de produção, mas também a minimização dos impactos ambientais deste tipo de indústria. Sendo assim, a seguir são apresentados os objetivos deste trabalho.

1.2. Objetivos do trabalho

A indústria de celulose e papel é tradicionalmente a maior consumidora de água fresca dentre as indústrias químicas, operando com um consumo acima de 70 m³/tonelada de celulose (**Galloway et al., 1994**). Este alto consumo de água vem gerando várias dificuldades para a indústria de papel e celulose em seus projetos de expansão, principalmente por já estarem captando uma alta quantidade de água dos mananciais e, além disso, seus efluentes estão no gargalo, ou seja, geralmente as indústrias estão operando no limite de seus tratamentos de efluentes e o espaço físico de suas unidades fabris não tem capacidade para uma ampliação destes tratamentos. De acordo com **Fonseca et al (2003)**, estima-se que na polpação e no clareamento da celulose sejam gerados diariamente 62 milhões de metros cúbicos de efluentes, em todo o mundo, o que corresponde ao consumo doméstico de 200 milhões de pessoas. Temos que salientar ainda que a água está se tornando um bem cada vez mais escasso e caro.

Como foi visto, a indústria de papel e celulose apresenta um grande potencial para a redução de um de seus principais insumos, a água, sendo assim este trabalho tem por objetivo estudar alternativas para reduzir o consumo de água na indústria de papel e celulose, visando também a diminuição dos efluentes gerados no processo.

Pretende-se com este trabalho testar novas alternativas que representem renovações tecnológicas, que sejam economicamente viáveis e também exeqüíveis, trazendo contribuições concretas para a melhoria do processo de

1. Introdução

produção de celulose, com o menor impacto possível em relação a mudanças no processo utilizado atualmente na indústria.

Portanto, para um melhor entendimento do que se pretende realizar, o item a seguir apresenta os objetivos específicos deste trabalho.

1.3. Objetivos específicos do trabalho

As questões básicas relativas à água foram inseridas na Constituição Federal de 1998, na qual todos os corpos d'água passaram a ser de domínio público, sendo considerados como bens do Estado ou da União. A Lei 9.433/97 sobre a gestão dos recursos hídricos no Brasil está embasada em princípios de âmbito mundial, os quais consideram: igual acesso ao uso deste recurso por todos os setores usuários de água; a água como um bem finito e vulnerável; e a gestão dos recursos hídricos descentralizada e participativos (**Del Grande, 2004**).

A cobrança pelo uso da água nas bacias hidrográficas já está ocorrendo em alguns estados e será introduzida em todas as bacias hidrográficas do país (**Del Grande, 2004**). Sendo este mais um fato que leva as indústrias a investir em programas de racionalização e reuso da água, além de reavaliarem a captação de recursos hídricos.

O uso de água em processos industriais resulta em um grande problema para a indústria que é o custo com o tratamento de seus efluentes. Existem duas maneiras para se tratar este problema: 1) Propor tratamento para estes resíduos, chamado de *Tratamento de fim de linha*. 2) Reduzir ou eliminar a produção de despejos na fonte, pelo procedimento de minimização do consumo de água através de uma *"integração mássica"*. Este procedimento pode ser valioso na obtenção de informações para aprimorar os sistemas e então sugerir que mudanças sejam feitas na planta (**Módenes et al, 2001**).

O tratamento de fim de linha acarreta em um grave problema, pois um vez criado o resíduo, este poderá apenas ser concentrado, diluído ou transformado em uma forma menos nociva ao meio ambiente. Assim pode-se dizer que o tratamento de fim de linha não resolve o problema, apenas o transfere para um

1. Introdução

outro lugar. Desta forma, uma solução mais adequada seria combater o resíduo diretamente na sua origem, para isso, optar pelo procedimento de minimização do consumo de água seria o mais viável (**Módenes et al., 2001**).

Para implementar programas de redução de água nos processos de produção da pasta celulósica, geralmente identifica-se o consumo em cada parte da unidade industrial e focaliza-se então uma atenção especial nas partes onde estes consumos são maiores (**Del Grande, 2004**). Numa fábrica de celulose e papel, a planta de branqueamento é a principal consumidora de água limpa, e seus efluentes são considerados nocivos ao meio ambiente, contendo substâncias organocloradas, que são tóxicas, mutagênicas e bioacumulativas.

Tendo em vista este grande potencial para a redução do consumo de um dos mais importantes insumos da fábrica de papel e celulose, foi proposta uma parceria com uma indústria de papel e celulose, a Ripasa S.A. Celulose e Papel, que esta localizada no município de Limeira (SP) a 40 km de Campinas e a 130 km de São Paulo, a fim de se estudar a produção de papel e celulose de uma maneira sistemática para que um procedimento de minimização do consumo de água pudesse ser implementado. A Tabela 02 apresenta alguns dados atuais do processo da Ripasa S.A. Celulose e Papel, considerando o consumo de água e geração de efluentes da empresa.

Tabela 02 – Dados do processo de produção de celulose e papel da Ripasa.

Dados	Vazão (m³/h)	Consumo específico (m³/t de celulose)
Licença de captação de água	3600	65,45
Média histórica de captação	3000	54,54
Geração de efluentes	2800	51,00
Capacidade máxima do tratamento de efluentes	3300	60,00
Água limpa consumida no branqueamento ECF	350	8,75
Efluentes das máquinas de papel	700	-

Fonte: Boletins de processo (Ripasa, 2003).

1. Introdução

Sendo assim, este trabalho teve como objetivo específico inicial, identificar grandes potenciais para a redução do consumo de água, por meio de trabalho de campo realizado na Ripasa, por um período de 3 meses (novembro de 2004 a janeiro de 2005).

Este trabalho consistiu em conhecer todas as etapas de produção de papel e celulose e assim puderam-se observar vários potenciais para a redução do consumo de água, em diferentes etapas do processo, sendo eles:

1. reutilização dos efluentes alcalinos no processo de branqueamento;
2. utilização dos efluentes da máquina de papel no branqueamento;
3. utilização de todos os vapores gerados na máquina de papel, em forma de condensado, em diferentes partes da unidade fabril.

Estes potenciais foram analisados em conjunto com os profissionais da Ripasa, a fim de estabelecer qual deles seria mais interessante e decidiu-se trabalhar com o segundo potencial identificado, ou seja, uma fonte de efluente, água branca, proveniente das máquinas de papel, cuja disponibilidade e acessibilidade a tornaram um grande potencial para uma “integração mássica” com a água limpa utilizada nas lavagens do branqueamento.

Sendo assim, um segundo objetivo específico deste trabalho e o mais importante, se propõe a analisar a etapa de branqueamento e propor uma otimização do processo de lavagem, realizando-se uma análise dos problemas que uma integração mássica acarretaria nesta etapa do processo, tais como as incrustações causadas pelo acúmulo de compostos inertes ao processo e também suas interferências no produto final. Na indústria de papel e celulose estes compostos inertes ao processo são conhecidos como “Elementos não Processáveis” ou simplesmente NPE’s (do inglês *non-process elements*), cujo controle é de suma importância ao processo de produção, pois podem, além de causar problemas de operação, interferir na conversão e no rendimento das reações de branqueamento.

Esta otimização será realizada em uma planilha eletrônica, de fácil entendimento e acessibilidade. Assim sendo, propõe-se promover a integração

1. Introdução

mássica das correntes de água branca e água de lavagem do branqueamento, através de:

- a. balanço de massa com restrições;
- b. simulação em uma planilha eletrônica;
- c. otimização, cuja função objetivo visará à minimização do consumo de água limpa.

Tendo-se apresentado os objetivos específicos deste trabalho, para um melhor entendimento e uma visualização do que se pretende realizar, faz-se no próximo capítulo uma descrição do processo *Kraft* de produção de celulose e papel, dando uma atenção maior ao processo de branqueamento da polpa.

2. PROCESSO KRAFT

2. Processo Kraft

O processo *Kraft* para a produção de celulose consiste em separar as fibras de celulose, em meio alcalino, dos demais componentes da madeira, principalmente a lignina (vide glossário), por meio do processo denominado “digestão”, o qual consiste no cozimento dos cavacos numa solução de hidróxido e sulfeto de sódio conhecida como “licor branco”, sob condições de altas temperaturas e pressões. Como se utilizou para este trabalho dados da Ripasa S.A. Celulose e Papel, o próximo item fará a descrição do processo de produção desta indústria, dando-se ênfase à etapa de branqueamento na qual se desenvolveu este trabalho, porém os princípios aqui descritos são idênticos em qualquer processo kraft para a produção de celulose e papel.

2.1. Ripasa S.A. Celulose e Papel e seu processo de produção

A Ripasa S.A. Celulose e Papel é uma empresa voltada à produção de celulose, papéis para imprimir, escrever, especiais, papel cartão e cartolinas. Atuando no setor há 45 anos, gerando mais de 2.700 empregos diretos, é a sétima maior produtora de pasta celulósica do país, além de ocupar a quarta posição em papel para imprimir e a segunda em papel cartão (**Ripasa, 2005**). Recentemente foi concretizada a aquisição do controle acionário da Ripasa de forma igualitária pela Votorantin Celulose e Papel “VCP” e Suzano Papel e Celulose.

Com quatro unidades industriais localizadas no estado de São Paulo (Centro de Limeira; Ripasa I, na divisa entre Americana e Limeira; Cubatão e Embu) a Ripasa atua de modo expressivo no mercado internacional, com ênfase no Mercosul, além de manter negócios regulares com os mercados da América Central e do Norte, Europa, Ásia e África.

Este trabalho foi desenvolvido na Ripasa I, cujo processo pode ser representado pelo diagrama de blocos da Figura 02, e as etapas de produção estão divididas em:

1. produção de celulose;
2. máquinas de papel;
3. utilidades e recuperação.

2. Processo Kraft

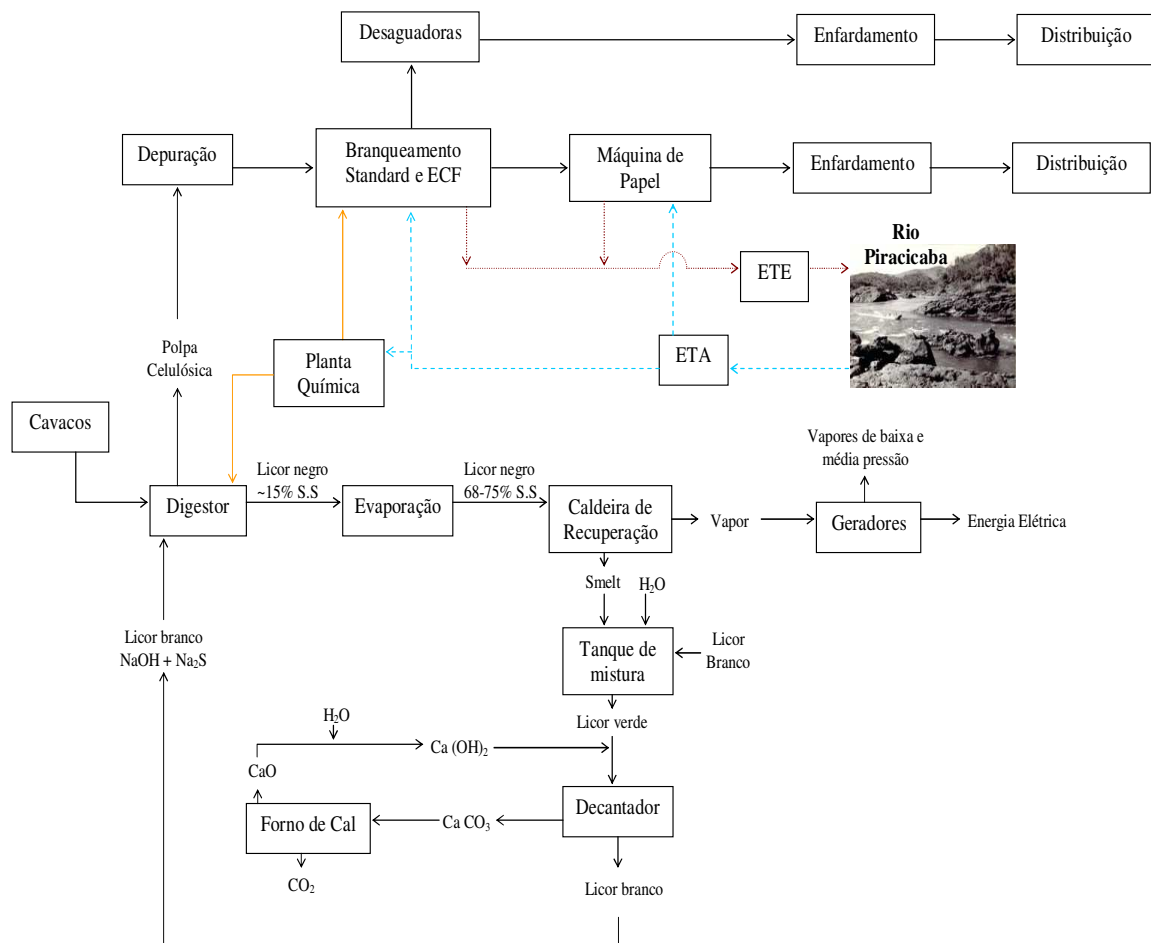


Figura 02 - Etapas do processo kraft.

Em seguida são descritas as etapas do processo *Kraft* de produção de papel e celulose.

2.1.1. Produção de celulose

É nesta etapa de produção que estão inseridas a preparação dos cavacos, o processo de cozimento seguido pelas etapas de depuração e de branqueamento da polpa celulósica e por fim o desaguamento da mesma.

I. Preparação de cavacos

A preparação da madeira consiste em uma série de operações que têm a finalidade de converter a árvore em uma forma mais apropriada para o processo de polpação. Na maioria dos casos (como acontece na Ripasa I), o produto final desta fase é a madeira em forma de cavacos, pronta para alimentar o digestor.

2. Processo Kraft

Depois de cortadas, segmentadas em toras e despojada dos ramos, as toras passam por um processo de descascamento. Todas essas operações são realizadas nas próprias fazendas de reflorestamento do grupo, de forma que as toras de processo já chegam descascadas na fábrica. Antes das toras de processo entrarem no picador devem ser lavadas, com o objetivo de se retirar restos de casca e sujeira da superfície das mesmas.

Uma próxima etapa do processo tem a finalidade de reduzir as toras a fragmentos, cujo tamanho facilite a penetração do licor de cozimento na polpação e também o aproveitamento da madeira na caldeira de biomassa. Esta etapa é realizada em dois tipos de picadores: de disco (o mais utilizado) e de tambor.

O tamanho aceitável de cavacos é geralmente isolado através do uso de uma peneira vibratória de vários estágios. Os cavacos rejeitados grandes são repicados em partes menores, e os cavacos rejeitados menores são queimados com a casca e outras partes menos nobres da madeira na caldeira de biomassa. Após a transformação da madeira em cavacos ocorre o processo de polpação descrito no próximo item.

II. Polpação

Polpação ou cozimento é o processo através do qual a madeira é convertida em uma massa fibrosa, pela ruptura da sua estrutura. Pode ser feita mecânica, térmica, quimicamente ou por uma combinação destes tratamentos (**Boletins de Processo**). Assim, os processos são classificados em mecânicos, químicos e semiquímicos.

O processo *Kraft* é um processo de polpação química e consiste no cozimento dos cavacos numa solução de hidróxido e sulfeto de sódio (NaOH e Na₂S) (**Nigris, 1988**). O ataque alcalino causa a quebra da molécula de lignina em segmentos menores, cujos sais de sódio são solúveis no licor de cozimento.

O projeto do digestor contínuo da Ripasa I foi desenvolvido pela *Kvaerner Pulping* e é denominado *Compact Cooking*. Este sistema contínuo foi projetado de forma a contemplar um complexo e eficaz sistema de refluxo de licor, o que

2. Processo Kraft

otimiza o processo de cozimento. De uma forma geral, o sistema de cozimento instalado na unidade da Ripasa I é constituído por:

Vaso de impregnação: após a picagem da madeira, os cavacos são transportados por uma correia transportadora, para este vaso no qual ocorre um pré-cozimento dos cavacos com a adição de uma mistura de licor branco e negro, o qual visa também a expulsão do ar adsorvido nas paredes dos cavacos.

O vaso de impregnação tem uma capacidade nominal de 1200 m³, mas o seu ponto operacional é de mais ou menos 50% de sua capacidade nominal. Sua operação ocorre à pressão ambiente.

Digestor contínuo “compact cooking”: no digestor ocorre a adição do licor branco juntamente com vapor no topo do digestor, para que ocorra a reação destes com a madeira, separando-se assim a celulose dos demais compostos orgânicos da madeira, principalmente a lignina. O digestor contínuo tem capacidade para armazenar 1840 m³. Para que ocorra a reação, é necessário um aumento de temperatura. Para tal finalidade injeta-se vapor de média pressão a um fluxo de 14 a 16 t/h, fazendo com que a temperatura chegue a 140 °C, com uma pressão de aproximadamente 490 kPa.

Blow Tank: depois de passar pelo digestor, a massa é descarregada no *Blow Tank* (1816 m³), cuja função é armazenar a pasta de celulose, servindo como um pulmão para alimentar os processos seguintes.

III. Depuração da polpa marrom

Esta etapa do processo tem uma grande importância, pois a polpa proveniente do cozimento inevitavelmente contém impurezas não desejáveis no produto final. Alguns cavacos podem não ter sido desfibrados adequadamente e parte do material fibroso pode não estar completamente na forma de fibras individuais, além disso, contaminantes tais como casca, areia, pedras e outros corpos estranhos podem estar presentes.

2. Processo Kraft

Na Ripasa a depuração é feita inicialmente por um separador de nós, que em seguida passam por uma depuração mais fina que ocorre em três estágios em cascata, sendo que o aceite do primeiro estágio é enviado à prensa lavadora e em seguida ao tanque de massa marrom e os rejeitos são enviados ao depurador secundário. O aceite do secundário é enviado à alimentação do primário e o rejeito é enviado ao depurador terciário através de um separador de areia. O aceite do terciário retorna à alimentação do secundário e os rejeitos são enviados ao lavador de rejeitos (**Ripasa, 2003**), este esquema está representado na Figura 03.

Do tanque de massa marrom a polpa pode seguir dois caminhos: ser enviada a um tanque pulmão (*Stand Pipe*) para em seguida sofrer o processo de branqueamento; ou ainda ser enviada às desaguadoras para a formação das mantas de polpa marrom. Após a depuração temos a etapa de branqueamento que será descrita no próximo item.

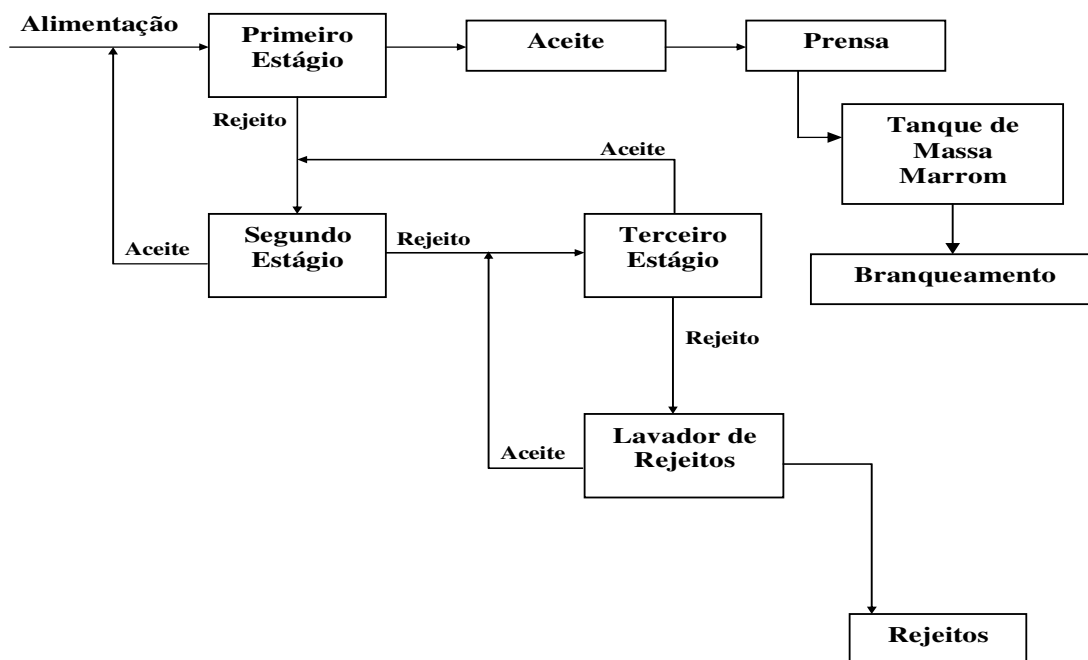


Figura 03 – Esquema de depuração.

2. Processo Kraft

IV. Processo de branqueamento

Neste item apresenta-se a penúltima etapa da cadeia produtiva para obtenção de celulose: o *branqueamento*. Sendo esta a etapa na qual se dá o enfoque do trabalho. Primeiro, faz-se uma revisão bibliográfica sobre o processo de branqueamento e em seguida descreve-se o processo utilizado na unidade da Ripasa I, na *Linha de Fibras ECF do inglês “elemental chlorine free” (Linha C)*.

O branqueamento é uma seqüência de tratamentos físicos e químicos a que se submete a pasta celulósica para melhorar algumas de suas propriedades (vide glossário) tais como: alvura; limpeza e a pureza química (promovendo uma melhor interação da polpa com a luz).

A alvura é a reflectância da luz visível nas fibras que estão presentes na folha de papel (**Dence e Reeve, 1996**). A absorção de luz visível pelas fibras se deve principalmente à presença da lignina nativa da madeira, a qual é levemente colorida e também pela lignina residual, remanescente de algum processamento químico de obtenção de polpa, que por sua vez é altamente colorida. Em suma, o branqueamento incrementa a alvura pela descoloração ou dissolução de componentes coloridos na polpa, principalmente a lignina, resinas, complexos metálicos na madeira, algas, fungos, bactérias, etc.

A proposta do branqueamento é melhorar as qualidades ópticas da polpa via tratamento químico, preservando a resistência da fibra tanto quanto possível. Sabe-se que a alvura e a limpeza são fatores importantes. Todavia, durante as fases de branqueamento, busca-se monitorar as resistências físicas das polpas, por meio de medidas do grau de polimerização da cadeia celulósica e da viscosidade (**Dence e Reeve, 1996**).

Existem três linhas de branqueamento instaladas na unidade da Ripasa I. Duas dessas linhas (*Linhas A e B*), em 2005 eram do tipo *Standard*, ou seja, utilizavam cloro elementar gasoso para branquear a massa, porém essas duas linhas vêm sofrendo modificações para se tornarem linhas ECF (*Elemental Chlorine Free*), em que o cloro elementar é substituído pelo dióxido de cloro. Tal inovação permite diminuir o impacto ambiental causado pelo processo de

2. Processo Kraft

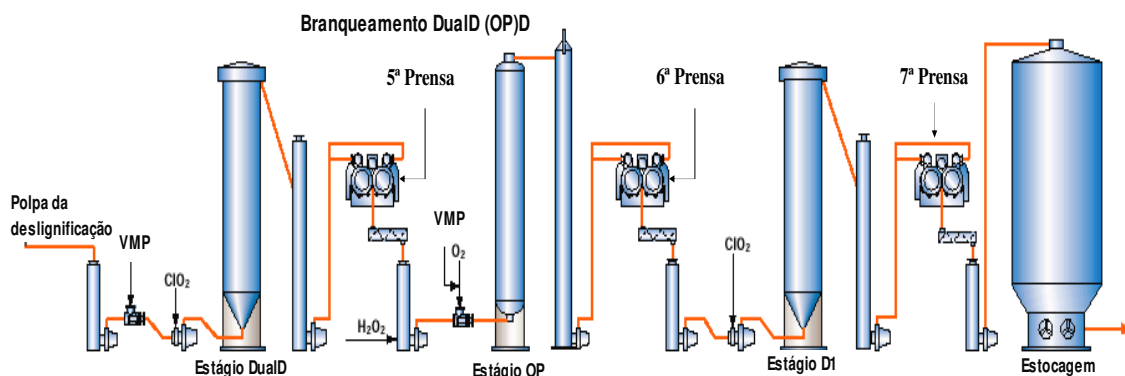
produção de celulose. Uma outra linha ECF mais recente (*Linha C*) possui uma tecnologia mais nova, implementada pela *Kvaerner Pulping*.

Todo branqueamento, independente da tecnologia aplicada, possui em cada estágio duas etapas principais: a primeira é a adição dos químicos respectivos a esta etapa e, após a ação destes reagentes, tem-se a segunda etapa onde a polpa é lavada, geralmente com água limpa, em diferentes equipamentos tais como prensas, filtros rotativos, etc. A seguir será descrita a Linha C de branqueamento da Ripasa I, pois é nela que se desenvolveu o trabalho.

Branqueamento ECF (Linha C)

Esta linha mais nova, toda automatizada, é uma tecnologia desenvolvida pela *Kvaerner Pulping*, e é a primeira seqüência de branqueamento do Brasil que apresenta apenas três estágios. Porém a primeira etapa (Deslignificação por oxigênio) não foi considerada como etapa de branqueamento na análise deste trabalho. A Figura 04 apresenta um fluxograma simplificado do processo existente na Linha C. A seqüência de branqueamento da Ripasa pode ser representada pela seguinte simbologia: *Pré-O₂DualDOPD*. A nomenclatura aqui esta detalhada a seguir:

- *Pré-O₂*: deslignificação por oxigênio;
- *DualD*: dióxido de cloro quente;
- *OP*: extração alcalina oxidativa com peróxido;
- *D*: dióxido de cloro.

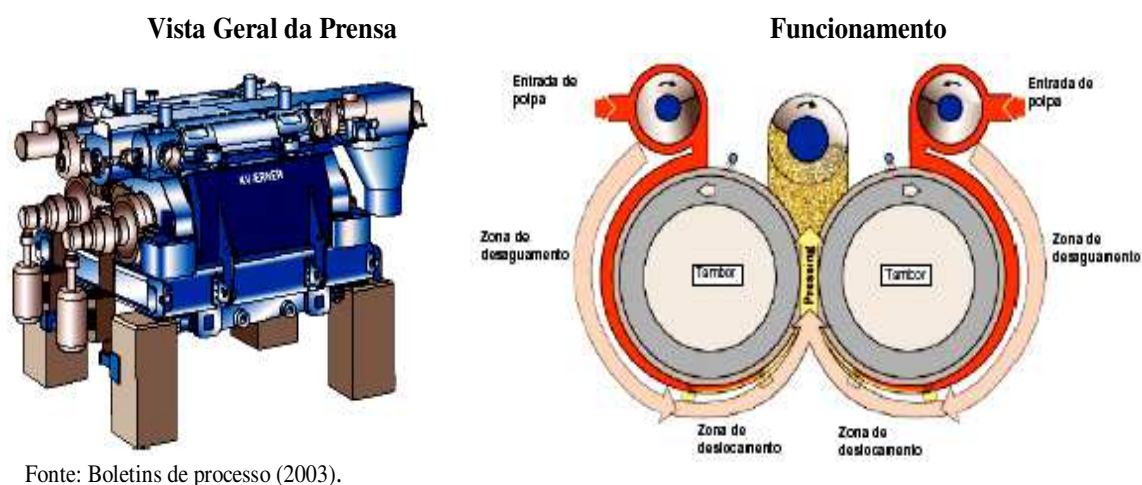


Fonte: Boletim de Processo Ripasa (2003).

Figura 04 - Fluxograma simplificado do branqueamento ECF da Ripasa I.

2. Processo Kraft

Antes de começar a descrever o processo de branqueamento da Linha C, convém fazer uma observação comum para todas as prensas que serão descritas: a polpa que entra nas prensas de lavagem apresenta uma consistência (ver definição à página 44) média de 7 a 11 %, e após a prensagem, essa consistência atinge valores em torno de 30%. A Figura 05 mostra um esquema das prensas de lavagem.



Fonte: Boletins de processo (2003).

Figura 05 – Prensa de Lavagem.

A prensa lavadora combina três princípios de lavagem em um único equipamento o que resulta em excelente eficiência de lavagem: desaguamento, deslocamento com água de lavagem e prensagem.

Pré-O₂ : Essa etapa refere-se a um “pré-branqueamento”, mais especificamente, a uma deslignificação da massa marrom através do O₂.

Ao final da etapa de lavagem e depuração, após a massa passar pela segunda prensa, é adicionado licor branco oxidado no tanque pulmão. Uma bomba de média consistência é responsável por fluidizar a polpa e garantir uma boa mistura entre a polpa e o licor branco, levando esta mistura até o reator de oxigênio através de um misturador. Este licor branco oxidado é adicionado no tubo de sucção da bomba e tem como objetivos:

2. Processo Kraft

- evitar a perda de viscosidade da polpa no reator;
- facilitar o controle do processo: a oxidação é altamente exotérmica, sendo o seu controle difícil, caso fosse feito dentro do reator; e
- evitar o “desbalanço” no circuito de recuperação, caso fosse utilizada soda cáustica, já que o filtrado desta etapa de deslignificação é enviado para o ciclo de recuperação.

Neste misturador são adicionados vapores de média pressão (controle da temperatura em torno de 90 a 100 °C) e oxigênio. No reator de oxigênio a polpa tem um tempo de residência de 1 hora aproximadamente (**Ripasa, 2003**).

Ao sair do reator, a massa segue para a o tanque de descarga. Neste tanque, ocorre a separação dos gases formados na reação de deslignificação da polpa.

Após esta etapa, a polpa é lavada com o condensado da planta de evaporação na terceira prensa. Depois da lavagem, a polpa é levada até uma rosca de diluição e, posteriormente, ao tanque pulmão, tendo como destino final uma torre de estocagem. Nesta torre, a massa permanece por um período de 7 horas (**Ripasa, 2003**).

Uma nova lavagem da massa na quarta prensa é realizada, de onde ela segue para o tanque pulmão, onde são adicionados ácido sulfúrico (ajuste de pH do estágio *DualD*) e vapor de baixa pressão (ajuste de temperatura).

Estágio DualD: é a primeira etapa propriamente dita do branqueamento na linha C. Esta etapa da seqüência de branqueamento utiliza o dióxido de cloro a quente (90 a 95 °C) e tem como objetivo a deslignificação e a remoção do ácido hexanurônico (HexA) por hidrólise ácida. O nome *DualD* vem dos dois processos de remoção que este estágio apresenta: remoção da lignina e do HexA.

O dióxido reage primeiro com a lignina, só depois começa a reagir com o HexA. Em condições de alta temperatura, a reação do dióxido de cloro com a lignina dura cerca de 5 a 10 minutos. No restante do tempo acontece a lavagem ácida a quente, período em que ocorre a hidrólise do HexA. A descrição feita a seguir, pode ser acompanhada pelo fluxograma da Figura 06.

2. Processo Kraft

A polpa [1], após sair da quarta prensa, entra em um tanque pulmão, onde nele são adicionados ácido sulfúrico concentrado [2] e diluído [3], e ainda há uma diluição da polpa com o filtrado da prensa deste estágio [4]. Em seguida essa polpa [5] é bombeada para o *jet mixer*, onde é adicionado vapor de média pressão [6] (controle de temperatura). Depois a polpa [7] é enviada para um misturador de dióxido de cloro (M.D.C.) [8]. Ocorrendo a mistura, a polpa [9] é enviada para a torre DualD, onde permanece por cerca de 2 horas, a 90 °C e pH em torno de 3. Após permanecer nesta torre, a massa [10] vai para o tanque de descarga, onde é adicionado também bissulfito de sódio [11] junto com o filtrado da quinta prensa [12]. Tal adição visa a decomposição do residual de dióxido oriundo da torre DualD, que é muito tóxico e corrosivo.

A polpa [13] é então encaminhada para o tanque de alimentação (T.A.) da massa [14] na quinta prensa. Na quinta prensa é utilizado o filtrado do estágio D [15] para a lavagem da massa, o filtrado desta prensa além de fazer a diluição em seu estágio [12 e 4], forma também o efluente ácido [17]. Para se fazer a diluição após a quinta prensa, na rosca de diluição, usa-se o filtrado do estágio OP [20].

Estágio OP: este é um estágio de extração alcalina oxidativa com peróxido. Consiste em se extrair a lignina que reagiu no estágio DualD (que agora se encontra solúvel). Para tanto, utiliza-se um reator pressurizado que permite trabalhar com temperaturas mais altas e usar o peróxido quando necessário.

Assim, a massa [19] vinda da quinta prensa sofre a adição de hidróxido de sódio [21] na rosca de diluição e essa massa [22] é então encaminhada a um tanque pulmão onde neste há uma adição de peróxido de hidrogênio [23]. Assim como no estágio anterior há uma diluição da polpa neste tanque pulmão, com o filtrado da prensa de seu estágio, [24], do tanque pulmão a massa é transportada [25] até o *jet mixer*, onde são adicionados oxigênio [26] e vapor de média pressão [27]. Finalmente, a massa [28] chega ao reator pressurizado do estágio OP, onde ela permanece por cerca de 1 hora a uma temperatura de 85 °C.

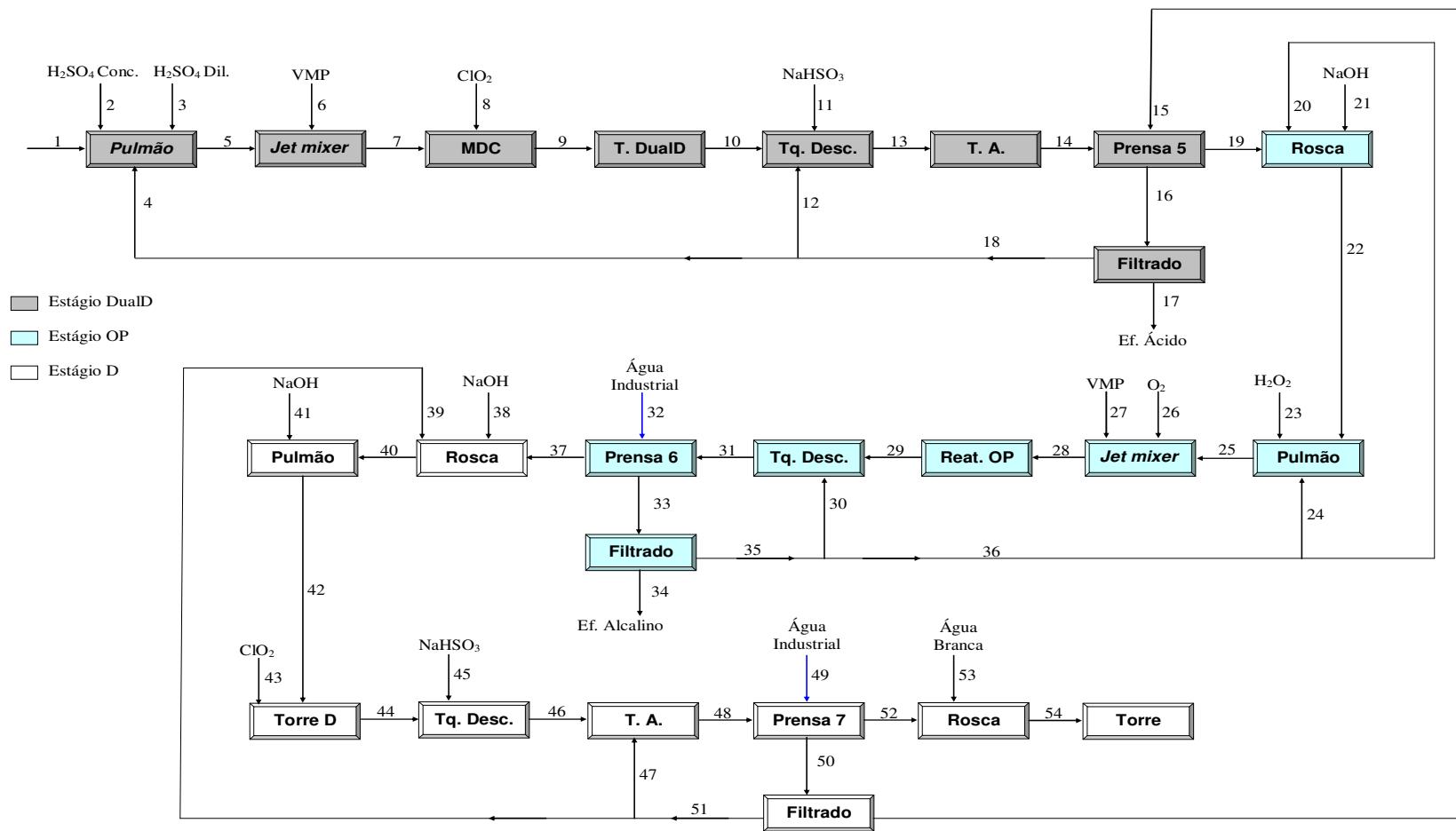


Figura 06 – Branqueamento ECF detalhado.

2. Processo Kraft

Em seguida, a polpa [29] é descarregada no tanque de descarga, havendo uma nova diluição com o filtrado da prensa 6 [30]. Em seguida a polpa [31] é transportada para a sexta prensa. Nesta prensa, utiliza-se água quente [32] para se fazer a lavagem da polpa. O filtrado desta prensa é dividido em três correntes de diluição [20, 24 e 30] e o restante dá origem ao efluente alcalino [34]. Após a saída da polpa [37] da prensa, faz-se a diluição utilizando-se o filtrado do estágio D [39].

Estágio D: no último estágio de branqueamento da Linha C é utilizado dióxido de cloro visando um aumento da alvura da polpa. Já se utilizou o dióxido de cloro para se fazer a deslignificação da polpa (Estágio DualD). Agora, o seu uso tem como objetivo a remoção da lignina residual da polpa, sem causar ataques significativos à celulose, além de reduzir os grupos cromóforos da polpa.

O tempo de residência no estágio D é de cerca de 180 minutos a 75 °C. O pH final da polpa fica na faixa de 4,0 a 4,5.

Depois de passar pela sexta prensa, a massa sofre uma diluição com o filtrado da prensa deste estágio (prensa 7) [39] e a adição de hidróxido de sódio [38] na rosca de diluição. A polpa [40] é então levada ao tanque pulmão onde há uma nova adição de hidróxido de sódio [41] (correção do pH). Através de uma bomba de média consistência, a polpa [42] é transportada até a Torre do estágio D, através de um misturador de dióxido de cloro [43]. Descarrega-se a polpa [44] no tanque de descarga, onde é adicionado bissulfito de sódio [45]. Através de um raspador, a massa [46] é descarregada no tanque de alimentação da sétima prensa do estágio D, onde há uma nova diluição com o filtrado deste estágio [47] na polpa [48] que é encaminhada a esta prensa. Nela utiliza-se água quente [49] para a lavagem da massa. Após essa prensa a polpa [52] é encaminhada à rosca de diluição, onde a água branca [53] (vinda das prensas desaguadoras e das máquinas de papel) é misturada para a diluição após a prensa.

A polpa já branqueada [54] é descarregada da rosca de diluição na torre de estocagem de polpa branqueada.

2. Processo Kraft

Todos os efluentes ácidos e alcalinos oriundos do processo de branqueamento são resfriados. Os gases ácidos gerados são enviados para um lavador de gases onde é lavado com o efluente alcalino, que retira os residuais de dióxido de cloro.

Assim sendo após a etapa do processo a polpa está pronta para ser encaminhada às máquinas de papel, às desaguadoras ou à secadora, que serão descritas nos próximos itens.

V. Processo de desaguamento na unidade da Ripasa I

A última etapa da cadeia produtiva para a obtenção da celulose é o desaguamento. Esta etapa é uma das duas alternativas possíveis para a comercialização da celulose produzida pela Ripasa, a outra seria mandar a celulose, antes do desaguamento, diretamente para as máquinas de papel.

O desaguamento tem como objetivo retirar a água da celulose, reduzindo o seu percentual de 75% para 50% (em massa), aproximadamente. Essa celulose desaguada é armazenada em forma de fardos e pode ser enviada para as outras unidades do Grupo Ripasa ou vendida a terceiros.

VI. Secadora

O processo de secagem da Ripasa I visa a obtenção de uma celulose com menor porcentagem de água possível, ou seja, retirar uma quantidade maior de água do que o processo de desaguamento. Esse processo foi implementado durante o ano de 2005.

2.1.2. Máquinas de papel

A Ripasa possui duas máquinas de papel, Máquina I e Máquina II. O processo de fabricação de papel tem basicamente duas etapas: a de preparação das fibras ou massa e a formação e secagem da folha. A celulose bombeada para

2. Processo Kraft

as máquinas de papel passa por etapas de retirada de impurezas e adição de produtos químicos, que conferem a carga mineral do papel. Carbonato de cálcio precipitado, caulim e amido são os principais componentes desta carga mineral **(Ripasa, 2003)**. Outros produtos químicos também são utilizados no processo de fabricação de papel, cuja finalidade é proporcionar maior estabilidade às máquinas, limpeza e controle de qualidade.

A celulose, depois de receber a carga mineral, é encaminhada para a caixa de entrada para posteriormente entrar na parte de formação de folha. Depois de formada, a folha passa por prensas para a retirada de água. Logo após, a folha é calandrada e então o papel sai enrolado na forma de bobina.

A diferença entre a concentração de água na suspensão celulósica de entrada da máquina e a do papel faz entender a grande quantidade de efluente hídrico (água branca) que é gerado neste processo. Isto representa aproximadamente 20 % do total da fábrica, ou seja 700 m³/h.

O processo de acabamento é responsável por cortar o papel nas diferentes formas, de acordo com o pedido dos clientes, embalar para garantir sua integridade, armazenar e despachar através de transportadores. O papel pode ser vendido sob a forma de bobina, de folhas de diversos tamanhos e em resmas.

2.1.3. Utilidades e recuperação

A unidade de Utilidades e Recuperação é responsável pela captação e tratamento da água e efluentes da fábrica e pela etapa de recuperação de licores de cozimento. Neste item serão descritas as atividades desta unidade da indústria.

I. Captação e tratamento de água

A água utilizada no processo industrial é captada na bacia do Rio Piracicaba à uma vazão de aproximadamente 3500 m³/h. Para seu uso na fábrica esta água passa por um tratamento onde é encaminhada a um processo de coagulação e cloração, seguido de uma decantação e por fim uma filtração com

2. Processo Kraft

filtros de areia. Após este tratamento esta água é denominada água industrial e está pronta para o consumo na fábrica.

Tratamento de água para alimentação das caldeiras: a água industrial destinada a ser utilizada nas caldeiras, inicialmente passa por um filtro de areia e é armazenada em um tanque pulmão. A seguir, passa por um filtro de carvão ativado para retirada de cloro residual e matéria orgânica. O sistema de desmineralização é realizado por troca iônica através do uso de resinas e possui duas linhas (A e B), sendo ambas projetadas para processar 120 m³/h.

Portanto como já dito anteriormente a indústria de papel e celulose é uma grande consumidora de água e esse alto consumo necessita de grandes áreas de tratamento instaladas, sendo esta necessidade um dos problemas para a expansão deste tipo de indústria.

II. Tratamento dos efluentes

A indústria de celulose e papel não se caracteriza apenas por consumir uma grande quantidade de água. Ela é responsável também por gerar uma grande quantidade de efluentes. Sendo assim se faz necessário um tratamento adequado, para depois serem despejados no corpo receptor. A Ripasa, até 2005, possuía uma estação de tratamento de efluentes composta por duas lagoas biológicas e dois decantadores.

O efluente gerado na fábrica é encaminhado ao decantador primário onde são dosados floculantes. O efluente, após receber os nutrientes (fósforo e nitrogênio), segue para a lagoa aerada 1 (160.000 m³), que possui um sistema para adição de oxigênio puro e também sistema de aeração mecânica.

Da lagoa aerada 1 o efluente é encaminhado para um reator biológico, onde após a ação biológica há em sua saída a adição de floculantes. Em seguida este efluente é bombeado para o decantador secundário, onde ocorre a separação do lodo biológico, que também será retirado através do uso de bomba submersa, instalada em ponte rolante e, em conjunto com o lodo do decantador primário, segue para prensas onde são desaguados e posteriormente vendidos.

2. Processo Kraft

O último estágio do tratamento passa pela lagoa aerada 2 (220.000 m³), equipada com sistema de aeração mecânica. Este último processo auxilia na remoção de matéria orgânica, sendo então o efluente lançado ao Rio Piracicaba. Esta etapa do processo da Ripasa está em transformação visando sua ampliação.

III. Recuperação

A recuperação pode ser dividida em duas unidades principais: a primeira é constituída da evaporação de licor negro e da caldeira de recuperação e a segunda é a caustificação. Estas unidades são descritas a seguir:

Evaporação e Caldeira de Recuperação: a função dos evaporadores é a de concentrar o licor negro obtido na digestão da madeira a uma concentração tal que, quando injetado na caldeira de recuperação, ignifique e continue a queimar por força da matéria orgânica que contém. A planta de evaporação da Ripasa opera com múltiplos efeitos, 5 evaporadores e três concentradores de sólidos, onde ocorre a parte final da evaporação do licor preto. Nesta etapa de concentração o licor negro passa de aproximadamente 15% de sólidos suspensos para uma faixa de 68 – 75% de sólidos suspensos para em seguida ser enviado à caldeira de recuperação. Na evaporação são formados condensados que são encaminhados para lavagem das polpas antes do branqueamento e o licor negro concentrado segue para a caldeira de recuperação.

A caldeira de recuperação é um equipamento que tem três funções básicas:

- recuperar os reagentes inorgânicos, em forma apropriada para a reutilização;
- recuperar a energia, em forma de vapor;
- reduzir a poluição, tanto de emissões gasosas quanto líquidas.

Embora a recuperação dos compostos inorgânicos seja a função mais importante da unidade, a produção de vapor tem adquirido um significado comparável (**Saturnino, 2003**).

2. Processo Kraft

A função da caldeira em recuperar os inorgânicos presentes no licor negro se dá a partir da queima dos compostos orgânicos presentes no licor negro concentrado, juntamente com as cinzas recuperadas nos precipitadores eletrostáticos presentes na própria caldeira, que são adicionados ao licor negro concentrado antes de sua ignição. Os fundidos são, a seguir, dissolvidos em um tanque de dissolução munido de agitador, parcialmente cheio com licor fraco de lavagem da área de caustificação. O líquido resultante, licor verde, tem coloração esverdeada devido à presença de pequenas quantidades de sais ferrosos. Este licor verde será posteriormente encaminhado ao sistema de caustificação.

Uma outra função da caldeira de recuperação é a de fornecer vapores de alta pressão (acima de 42 kgf/cm²), os quais são encaminhados a uma unidade turbo - geradora, onde a energia desse vapor é transformado em energia elétrica e vapores de média e baixa pressão que são enviados para serem consumidos em diversas etapas de fabricação de papel e celulose.

Após a troca térmica que gera os vapores, os gases da queima dos licores chegam ao precipitador eletrostático, que é o equipamento mais adotado para a finalidade de captação das partículas arrastadas.

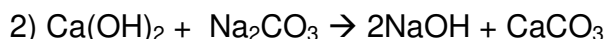
As partículas dispersas nos gases de combustão podem ser classificadas em três tipos: partículas pesadas (contendo carbono e cinzas), partículas fundidas (formadas na zona de combustão por gotas de licor arrastadas) e partículas muito pequenas (geradas por condensação de compostos). Essas partículas constituem a cinza que é recirculada, e então, adicionada ao licor negro antes de ser queimado na caldeira, como citado anteriormente. Essa cinza possui um alto teor de compostos contendo cloreto e potássio, levando a um acúmulo destes íons dentro da caldeira e acarretando sérios problemas operacionais (**Saturnino, 2003**).

Caustificação: O licor verde proveniente da caldeira de recuperação segue para sua transformação em licor branco.

- Composição básica do licor verde: solução de $\text{Na}_2\text{S} + \text{Na}_2\text{CO}_3$

2. Processo Kraft

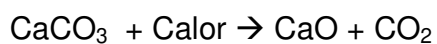
Este licor, encaminhado à caustificação, em um primeiro momento é estocado em um tanque para a decantação de impurezas do licor, os chamados “*Dregs*”, e em seguida é encaminhado ao apagador de cal onde se adiciona a cal, após esta adição ocorrem as seguintes reações:



Logo após esta reação este licor é encaminhado a um decantador, onde neste separa-se o carbonato de cálcio, na forma de lama, e o licor branco forte que será utilizado na etapa de digestão da madeira.

- Composição básica do licor branco utilizado na etapa de digestão: $\text{Na}_2\text{S} + \text{NaOH}$

A lama de carbonato de cálcio é encaminhada, então, ao forno de cal onde neste ocorre a recuperação da cal, obedecendo-se a seguinte reação:



Pode-se observar com esta descrição todo processo da Ripasa I, desde a produção de celulose e papel até as etapas de utilidades e recuperação, tendo assim uma visão geral do funcionamento da indústria em que o trabalho foi desenvolvido. Tendo em vista os objetivos deste trabalho, foi realizada uma revisão bibliográfica a respeito de técnicas de integração de processos com a finalidade de se analisar a reutilização de águas na indústria química e especificamente na indústria de papel e celulose. Foram revisados também, trabalhos que analisam a presença de NPE's neste tipo de indústria. O próximo capítulo deste trabalho traz essas revisões.

3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3. Revisão Bibliográfica

Neste capítulo será realizada uma revisão sobre a integração de processos, bem como técnicas para tal, abordando trabalhos realizados na área de papel e celulose, a influência de NPE's no processo de fabricação de papel e celulose e por fim alguns trabalhos que apresentem técnicas de tratamento dos efluentes desse tipo de indústria.

3.1. Integração de processos na indústria química

A integração de processos (energia e massa) é uma técnica sistemática feita passo a passo, a qual ajuda alocar energia e massa de forma otimizada dentro de um determinado processo, para alcançar um dado objetivo. A integração refere-se à utilização ótima de todos os recursos disponíveis no processo. As técnicas de integração de processos foram desenvolvidas no final dos anos 70 e início dos anos 80 para energia (*Thermal "Pinch"*) e final dos anos 80 para massa (*Water "Pinch"*) e têm sido aplicadas com sucesso em diversas indústrias petroquímicas, farmacêuticas, têxteis, químicas e alimentícias, dentre outras.

Lacy (1979) dividiu o uso da água em três classes: 1 - única utilização, onde a água é utilizada uma única vez; 2 - múltiplo uso, a água é utilizada mais de uma vez com propósitos diferentes a cada vez; 3 - uso com reciclo, onde a água é utilizada várias vezes. Mostrou ainda, que a reutilização de água industrial é a futura solução para problemas de poluição.

Takama et al. (1980) analisaram em uma refinaria a concentração de um contaminante como critério para a qualidade da água para analisar se o efluente de um processo pode ser reutilizado em outros. Utilizando para isso um modelo de programação não linear para otimizar o sistema de tratamento de efluentes.

Wang e Smith (1994) apresentaram uma rigorosa técnica para a minimização de água em processos industriais onde a concentração de interesse é obtida da limitação dos perfis de água desenvolvidos utilizando técnicas gráficas.

Alva-Argáez e Kokossis (1998) realizaram uma boa revisão de trabalhos para reutilização e minimização de efluentes industriais, mostra ainda passos e técnicas matemáticas como a tecnologia Pinch e programação linear, para

3. Revisão Bibliográfica

realocação e reutilização de correntes do processo para a redução de efluentes industriais.

Módenes et al. (2001) em um primeiro trabalho propuseram a minimização de poluentes, em um estudo de caso literário, onde através de análise Pinch e técnicas matemáticas, reduziram a quantidade de fenol, realocando-se correntes de água já existente no processo de refinamento de petróleo, reduzindo assim a emissão deste poluente e a captação de água. Mais tarde os mesmos autores (**Módenes et al., 2001**) propuseram uma síntese de Redes de Equipamentos de Transferência de Massa (RETM) para reutilizar água em um problema literário de uma refinaria de petróleo, empregando tecnologia Pinch, onde reutiliza água em três processos primordiais nesta indústria, realocando-se correntes de água do processo.

3.2. Integração de processo na indústria de papel e celulose

Já para o caso específico da indústria de papel e celulose **Tripathi (1996)** apresenta um estudo de caso no Canadá, onde aplica a tecnologia Pinch para a reutilização da água branca na fábrica de papel, o parâmetro principal para a determinação do ponto Pinch são os sólidos suspensos, nesse trabalho são analisadas diferentes configurações para a integração mássica de correntes do processo de fabricação de papel. Foi possível obter uma redução de aproximadamente 30% no consumo de água fresca.

Ei-Hawagi (1997) através de técnicas gráficas, focalizaram seus estudos no conceito de intervenção dos efluentes e alocação de correntes, apresentando um exemplo na indústria de papel e celulose.

De acordo com **Breedveld et al. (1998)** para se realizar um fechamento de circuito confiável, na produção de papel dois passos são essenciais: descrição detalhada do processo e análise dos pontos onde se pode reutilizar a água branca. Em seu trabalho um estudo detalhado de um processo de fabricação de papel com reciclo de fibras foi realizado. Eles separaram os pontos de reutilização em dois (preparação e máquina) e avaliaram a influência deste fechamento na

3. Revisão Bibliográfica

qualidade do papel produzido, além do impacto econômico. Ao fim foi possível observar uma redução de até 48% do consumo de água fresca.

Já **Savulescu *et al.* (1999)** desenvolveram junto a uma indústria de papel e celulose em La Tuque – Canadá, um trabalho para a redução de água e energia via integração de processos utilizando análise pinch, em conjunto com modelagem e simulação, para isso utilizou-se o Wings para o desenvolvimento dos balanços de massa e energia, ao final propuseram projetos para a redução de água, com os quais obtiveram uma economia de aproximadamente 25%.

Parthasarathy e Krishnagopalan (2001) propuseram um processo para a recuperação de cloro na indústria SAPPI da África do Sul, e juntamente com técnicas gráficas de integração mássica, alcançou altas reduções volumétricas no consumo de água, cerca de 50%.

Arantes *et al.* (2000) apresentaram a experiência de quatro empresas de papel Kraft e cartolina que realizaram o fechamento de circuito de águas do processo. Mostraram os avanços das tecnologias de tratamento de águas, a redução do consumo de água nas indústrias estudadas, em média ficaram em torno de 40%.

Já **Marino *et al* (2000)** realizaram um estudo de caso em Quebec – Canadá onde estudaram todo o processo de fabricação de papel jornal. Após a água branca passar por um tratamento que consistia em filtração e biotratamento, quatro estratégias para a recirculação total ou parcial da água branca, para a substituição da água fresca, foram propostas. Em duas delas há uma mistura dos efluentes do processo e os efluentes externos (água de selagem, resfriamento de bombas, etc) antes do tratamento e as duas restantes prevêm a segregação destes efluentes. Como parâmetros de processo foram analisados materiais coloidais e dissolvidos (MCD) e materiais fibrosos. Ao fim do trabalho a substituição da água tratada pela água fresca possibilitou uma economia de 60 a 80% no consumo de vapor de aquecimento. Nos fechamentos parciais 15% no aumento dos MCD foi observado, enquanto que nos fechamentos totais esse aumento causou preocupação, pois podem vir a agravar problemas como a corrosão no processo de fabricação de papel.

3. Revisão Bibliográfica

Mutjé et al. (2002) inicialmente explicaram a importância dos processos de fechamento de circuito e os reflexos de um fechamento de circuito nas etapas do processo. Utilizaram em suas considerações preliminares, um estudo de caso em que o software o Cadsim Plus (Utilizado para simular o processo de produção de papel e celulose) foi utilizado para a simulação dinâmica do processo e juntamente com a análise Pinch identificaram potenciais para uma redução de água.

Em um trabalho realizado pela empresa Nalco Brasil, **Santiago (2002)** propõe conhecer o status do sistema do ponto de vista do tratamento, monitoramento e instrumentação, para melhorar a confiabilidade e economia do sistema, apresentando uma análise para melhores práticas para água na fabricação de papel.

Del Grande (2004) em sua dissertação apresentada ao curso de Mestrado Profissional na Universidade Federal da Bahia, discutiu e avaliou alternativas para o reuso da água na indústria de celulose, em um estudo de caso de uma indústria de celulose com tecnologia de branqueamento TCF, Bahia Pulp S/A. Neste trabalho foram apresentados conceitos que apóiam a gestão ambiental na indústria, tais como: sistema de gestão ambiental baseado na norma ISO 14001, produção limpa, e oportunidades de melhoria na gestão ambiental, fechamento de circuitos e redução de efluentes na fonte.

Stratton et al. (2004) fizeram uma revisão de importantes trabalhos realizados mundo afora na década de 90, sobre experiências em unidades de produção de celulose que focaram a minimização dos impactos ambientais causados por esse tipo de indústria. Explicaram que no processo de produção de celulose, obter zero de efluentes enviados ao meio ambiente é impraticável, porém, a minimização dos impactos ambientais vem diminuindo com as novas tecnologias, tais como: deslignificação; novas técnicas de branqueamento ECF e TCF e a implantação de filtros de recuperação. E por fim apresentaram casos de implementação destas tecnologias e seus benefícios para a indústria de papel e celulose.

3. Revisão Bibliográfica

3.3. Elementos não processáveis

Os elementos não processáveis, NPE's, do inglês "*non process elements*", são definidos como sendo os elementos químicos cujos compostos não são necessários nas distintas etapas de produção de celulose, porém cujo acúmulo pode ocasionar os mais diversos distúrbios operacionais, que podem até mesmo vir a comprometer a continuidade operacional das diversas plantas que constituem uma fábrica produtora de celulose.

De acordo com **Keitaanniemi e Virkola (1978)** as origens dos NPE's nos processos da indústria de celulose e papel são: Cl, Si, Mg, Fe, Ca e Mn originários principalmente da madeira; pela água captada nos rios entram K, Mg, Ca, Fe, Al e Si; o Cl pelo uso do ClO_2 ; e Si, Al e Fe, pela cal virgem adicionada no processo de recuperação do licor negro, além do desgaste de materiais metálicos das tubulações e equipamentos. Os NPE's apresentam-se em solução ou como precipitado, dependendo se o meio for alcalino ou ácido. K, Cl, Al e Si em condições alcalinas estão em solução; Ca e Mn são solúveis em meio ácido e se precipitam em meio alcalino.

Silva (1997), em sua dissertação de mestrado, apresentou um estudo de diferentes seqüências de branqueamento para avaliar o potencial de fechamento do circuito de águas, considerando-se consumos de reagentes, custos operacionais (reagentes e vapor), qualidade dos filtrados, teor de metais (Fe, Mn, Cu, Ca e Mg), matéria orgânica solubilizada-DQO (total e clorada) e a qualidade da polpa branqueada.

Freddo et al. (1999) analisaram em seu trabalho a quantidade de NPE's em diversos tipos de madeiras e fizeram ainda uma revisão de trabalhos que citam a influência desses elementos em diversas etapas do processo de fabricação de polpa celulósica.

Em sua monografia apresentada à Escola Politécnica da USP **Emunds (2004)** identificou e caracterizou as fontes de NPE's e discutiu os impactos do acúmulo destes elementos no processo. Na unidade de Limeira – SP da Ripasa S.A. Celulose e Papel, análises destes elementos nos ciclos de licores e na linha de fibras, são realizadas para avaliar os impactos causados pela expansão e

3. Revisão Bibliográfica

modificação de alguns processos. **Emunds (2004)**, por fim, apresentou também técnicas para a redução destes elementos tais como a utilização de agentes quelantes.

3.4. Técnicas para o tratamento de efluentes na indústria de papel e celulose

Por fim foram revistos alguns trabalhos que aplicam técnicas para o tratamento de efluentes na indústria de papel e celulose. **Costanzi et al. (2000)** estudaram a tratabilidade do efluente da fábrica de papel com vista a adequá-lo para reuso na própria máquina de papel, propondo como tratamento a flotação por ar dissolvido, seguido por uma ozonização. Vários ensaios foram realizados para determinação das condições de operação. O efluente analisado apresenta características semelhantes à da água industrial.

Bolton e Vizotto (2000) propuseram a utilização de filtros que vão de 100 até 200 mesh de abertura das malhas, para a retenção de alguns contaminantes, principalmente as fibras, para o tratamento dos efluentes de máquinas de papel.

Um estudo de caso na Klabin apresentado por **Barros e Nozaki (2002)**, promoveu o tratamento dos efluentes da extração alcalina e do digestor, juntamente com os outros efluentes do branqueamento, tratando ambos os efluentes através dos floculantes e coagulantes já utilizados, auxiliados por um novo coagulante/floculante natural. Posteriormente reatores fotoquímicos foram utilizados. Com esse tratamento foi possível observar uma redução de aproximadamente 65% nos derivados de lignina.

Fonseca et al. (2003) fizeram uma descrição da produção de papel e celulose e quais as conseqüências de seus efluentes ao meio ambiente. Descreveram ainda o tratamento empregado nas unidades fabris com pré-tratamento, tratamentos primários, secundários e terciários e seus objetivos. Apresentaram também um tratamento promissor via processo fotoeletroquímico.

3. Revisão Bibliográfica

Após essa revisão é possível observar que a integração de processos está cada vez mais sendo aplicada em diversos setores da indústria química. Pode-se observar também, que no setor de celulose e papel os trabalhos, em sua maioria, estão voltados ao tratamento de efluentes para sua reutilização em seu próprio ponto de formação, ou seja, os efluentes da máquina de papel são tratados para a reutilização na fabricação de papel. A Tabela 03 apresenta um resumo abordado em alguns trabalhos e a porcentagem de redução do consumo de água por eles observados.

Tabela 03 – Economia de água fresca apresentada por alguns trabalhos.

Autores	Abordagem	Economia (%)
Tripathi (1996)	Reutilização da água branca na máquina de papel (tecnologia Pinch)	30
Breedveld et al. (1998)	Fechamento de circuito nas máquinas de papel (técnicas matemáticas)	48
Savulescu et al. (1999)	Redução de água e energia na indústria de papel e celulose via integração de processo (tecnologia Pinch)	25
Parthasarathy e Krishnagopalan (2001)	Reutilização do efluente alcalino na lavagem da polpa na etapa de branqueamento	50
Arantes et al. (2000)	Apresentam a experiência de quatro unidades produtoras de papel no fechamento parcial do circuito de águas	40

Essa revisão mostrou ainda trabalhos que estudam a influência dos NPE's no processo de produção de papel e celulose suas origens e como combatê-los, e apresentou também trabalhos que mostram tratamentos para os efluentes da indústria de papel e celulose.

3. Revisão Bibliográfica

Tendo visto isso, esse trabalho apresenta uma nova contribuição para a tentativa de se reutilizar cada vez mais a água do processo, já que trabalhos semelhantes não foram encontrados na literatura consultada, ou seja, a integração aqui proposta, em se integrar o processo de produção de celulose e papel, pode vir a ser mais uma alternativa. Por isso uma atenção maior tem que ser dada ao desenvolvimento de cada passo e na parametrização do processo e os trabalhos aqui revistos contribuem para isso. A seguir é apresentada a metodologia adotada no desenvolvimento do trabalho.

4. MATERIAIS E MÉTODOS

4. Materiais e Métodos

Neste capítulo descreve-se a metodologia utilizada no desenvolvimento deste trabalho, sendo que esta etapa foi dividida em: conhecimento do processo e identificação do problema; levantamento de dados do processo; balanço de massa e otimização do processo.

4.1. Conhecimento do processo e identificação do problema

O primeiro passo para o desenvolvimento deste trabalho foi a realização de um trabalho de campo na Ripasa S.A Celulose e Papel. Por meio dele foi possível ter uma visão ampla da produção e identificar potenciais para uma possível integração de processos e sua conseqüente otimização.

Após um contato inicial e apresentação de uma proposta de trabalho conjunto UNICAMP/RIPASA, foi sugerido pelo gerente da produção de celulose da Ripasa I, Israel Trovó, um estágio nesta unidade para um conhecimento detalhado do processo de fabricação de papel e celulose, o qual teve a duração de três meses (novembro de 2004 a janeiro de 2005), realizado nas unidades de produção mais importantes da fábrica.

Em cada uma das unidades foi possível ter uma visão global das etapas de produção, sendo que em alguns casos uma apresentação mais detalhada do processo se fez necessária.

A partir do conhecimento do processo de fabricação de papel e celulose identificaram-se potenciais para uma possível integração mássica de processo, os quais foram analisados e posteriormente apresentados à Gerência da Produção de Celulose da Ripasa I. Logo após esta apresentação foi realizada uma reunião com as pessoas responsáveis pelo trabalho, para definir em qual destes potenciais seria desenvolvido o trabalho. Após um acordo optou-se por estudar a viabilidade de se utilizar a água branca das máquinas de papel nas prensas de branqueamento da celulose da linha C. Em seguida iniciou-se uma nova etapa do trabalho, que consistiu em levantar os dados do processo, necessários para o estudo proposto.

4. Materiais e Métodos

4.2. Levantamento de dados do processo

Nesta etapa do trabalho houve uma maior interação entre os funcionários da Ripasa, pois seus conhecimentos do processo facilitaram a obtenção de vários dados para o desenvolvimento de um balanço de massa para a etapa de branqueamento.

4.2.1. Identificação das linhas

Trata-se da identificação de correntes monitoradas dos processos. Por exemplo, tem-se para o fluxo de ácido sulfúrico diluído que entra no estágio DualD a tag 511FFIC008.PV. Nesta etapa levantaram-se os dados de todas as correntes envolvidas no processo de branqueamento da linha C. Para tanto, uma ferramenta computacional da Ripasa I – *Uniformance* - foi utilizada. Com o auxílio desta ferramenta é possível pesquisar qual a tag para uma determinada corrente do processo, seu valor e unidade. Vale ressaltar aqui que através do *Uniformance* podem-se consultar os dados do processo em qualquer intervalo de tempo.

Após a etapa de identificação e catalogação dos pontos de medição buscaram-se nos sistemas da Ripasa I os valores de vazão volumétrica de cada corrente de interesse. Ressalta-se que a exatidão dos valores obtidos de vazão volumétrica está limitada por erros intrínsecos dos instrumentos e variações de temperatura ambiente e de operação da planta. Algumas medições foram tomadas também a partir dos relatórios de acompanhamento da produção de celulose como, por exemplo, consumo de toneladas por dia de vapores de baixa e média pressão adicionados, consumo de talco, etc. Nesta ferramenta é possível encontrar dados históricos, de todas as correntes monitoradas, desde a inicialização das novas linhas.

4. Materiais e Métodos

4.2.2. Tratamento dos dados

Foram coletados na planta da Ripasa I dados de todo o processo de branqueamento, disponíveis, de hora em hora no período de 01 de dezembro de 2004 até 31 de março de 2005, totalizando um acervo de mais de 2900 medições para cada corrente do processo de branqueamento.

Para ter-se uma melhor confiabilidade dos dados foi feita uma seleção desprezando-se os dados relativos às variações de produção tais como: paradas e partidas do processo para manutenção; problemas operacionais ou em equipamentos, etc. Para tanto utilizaram-se todos os dados relativos a uma produção mínima da quarta prensa (prensa anterior ao branqueamento) de 40 ADT/h de celulose (valor sugerido por operadores e responsáveis pelo branqueamento). Este valor foi definido como valor de produção estável, ou seja, deste valor em diante pode-se dizer que o processo se encontra operando dentro da capacidade desejada.

4.2.3. Medidas experimentais

Para o desenvolvimento do balanço de massa algumas análises tiveram que ser realizadas para a conversão de unidades e para a caracterização de propriedades físico-químicas do branqueamento, tais como: consistência, densidade, pH, condutividade elétrica, matéria orgânica e dureza, além da determinação das concentrações de NPE's e análise do poder de incrustações.

Para um melhor entendimento das medidas realizadas, faz-se uma rápida definição de alguns termos, tais como:

Consistência: é a fração mássica de fibras, ou seja, é a razão entre a massa de fibras e a massa total da solução. A consistência é de suma importância nas etapas de produção de celulose e papel, pois todos os equipamentos trabalham em função desta variável.

Unidades de massa ADT e ODT: a unidade de massa ODT que significa “*Over Dry Ton*” é dada pela massa de celulose sem a presença de qualquer quantidade de

4. Materiais e Métodos

água, ou seja em 1 t ODT temos 1000 kg de celulose. Porém as indústrias de celulose trabalham com a unidade de massa ADT "*Air Dry Ton*". Nesta unidade considera-se que por mais seca que a celulose esteja ela contém 10% de umidade interna, isso se dá devido às moléculas de celulose terem grande afinidade para formar pontes de hidrogênio com a água, absorvendo-a em suas fibras. Sendo assim 1 t ADT de celulose corresponde a 900 kg de celulose e 100 kg de água intrinsecamente ligada. Para converter ODT para ADT, simplesmente multiplica-se o valor em ODT por 0,9.

Todas as análises apresentadas a seguir, foram realizadas no período de Fevereiro de 2005 a Maio de 2005, totalizando 16 dias de coletas dessas análises, todas feitas em duplicata.

Consistência

Uma medida muito importante foi a determinação da consistência das correntes de saída de cada prensa, desde a prensa anterior ao branqueamento (no processo da Ripasa I quarta prensa) até a prensa do estágio 3 (no processo da Ripasa I sétima prensa). A análise consiste em pesar aproximadamente 20 g da amostra de saída das prensas, filtrá-la em papel filtro e encaminhá-la à secagem. Esta se dá da seguinte forma: 20 min de microondas e posteriormente 2 h de estufa a uma temperatura de 105 °C. Em seguida pesa-se novamente a amostra e determina-se a consistência, dada pela razão entre a massa seca de fibras pela massa total da amostra. Uma ressalva a ser feita é que essa consistência será dada em ODT, portanto é preciso transformá-la em ADT, já que, como dito anteriormente, essa medida é a usual da indústria de papel e celulose.

Densidade

A determinação da densidade das correntes se faz necessária, pois todas as vazões das correntes do processo foram medidas em vazão volumétrica e, para o desenvolvimento do balanço de massa, todas essas correntes têm que ser transformadas em vazões mássicas. Para tanto se utilizou o método de

4. Materiais e Métodos

determinação de massa e volume, usando-se sempre uma proveta de 50 mL e medindo-se a massa da amostra contida nesse recipiente com uma balança analítica, Mettler Toledo modelo AB204 - S, e assim determinar a densidade de cada corrente.

pH e condutividade elétrica

As análises de pH e condutividade elétrica foram realizadas para um monitoramento das correntes do processo e para se analisar se há grandes diferenças entre as águas que sofrerão a integração mássica, para essas análises usaram-se aparelhos eletrônicos para tal fim. O pHmetro utilizado foi um Thermo Orion modelo 420A+, e o condutímetro foi um Thermo Orion modelo 115A+ e sua unidade de medida é dada em mS.

Matéria orgânica e dureza

As análises de dureza, matéria orgânica e alcalinidade foram realizadas pelos laboristas do setor de Utilidades e Recuperação, seguindo as normas aprovadas pela Tappi (*Technical Association of the Pulp and Paper Industry*). Essa associação técnica designa as condições padrão de umidade e temperatura para a maioria das análises de celulose e papel, sendo ainda responsável pela aprovação de todos os métodos de análise realizados pelas indústrias de celulose e papel.

As análises de consistência, densidade, pH e condutividade elétrica foram realizadas no laboratório da Produção de Celulose, em todas as correntes do processo desde os efluentes até as correntes de todos os produtos químicos e as entradas e saída de polpas nos estágios.

Poder de incrustação

A determinação do poder de incrustação é uma análise realizada por um funcionário da Nalco Brasil (fornecedora de produtos químicos para indústria de

4. Materiais e Métodos

papel e celulose), Marcelo Xavier. Para a determinação do poder de incrustação utiliza-se um aparelho desenvolvido pela própria Nalco o “*Scale Rate Monitor*”, mostrado na Figura 07 e seus componentes Figura 08. Este equipamento se baseia na deposição eletrolítica de íons responsáveis pelas incrustações, onde esta deposição determina qual o poder de incrustação de cada corrente do processo.

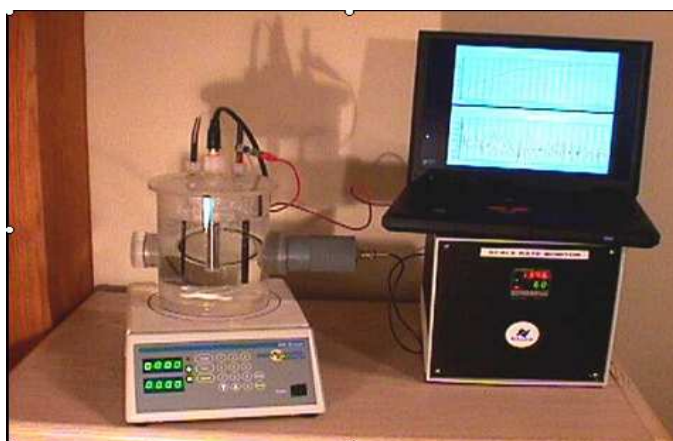


Figura 07 - Scale Rate Monitor (SRM).

Os valores obtidos neste teste indicam se a amostra apresenta potencial para formação de incrustações por Ca ou outro elemento que depende do pH para formar incrustações. Não há um número que possa expressar exatamente que a partir dele haverá certeza de formação de depósito. Entretanto, tomando como base testes realizados com fibra curta branqueada de eucalipto, a Nalco definiu os seguintes parâmetros apresentados na Tabela 04.

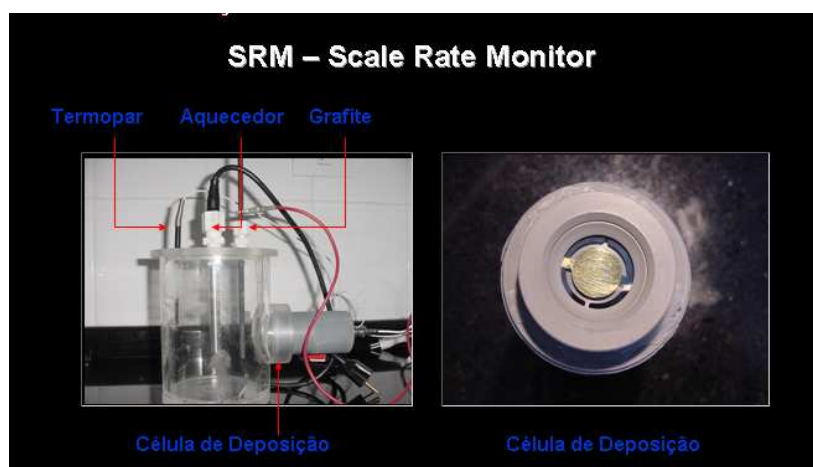


Figura 08 – Componentes do SRM.

4. Materiais e Métodos

Tabela 04 – Parâmetros de incrustação.

Deposição ($\mu\text{g}/\text{cm}^2$)	Situação
0	Condição ideal sem formação de incrustação
0-5	Baixo potencial de incrustação
5-10	Ainda sob controle, monitoramento mais freqüente
10-15	Ponto com potencial de incrustação
>15	Alto potencial de incrustação

Fonte: Nalco Brasil.

Esta análise foi realizada nas correntes de efluentes ácido e alcalino, águas de lavagem, água branca e nas correntes de entrada e saída de polpa no branqueamento, que na Figura 06 correspondem às correntes 17, 34, 32, 52, 01 e 53 respectivamente, em dois diferentes dias. A escolha destas correntes se deveu ao fato destas correntes serem as correntes de entrada e saída do processo de branqueamento. Para todas as análises foram feitas medições de temperatura, pois as amostras necessitam estar à mesma temperatura que a do processo, para a realização da análise. Cada corrida no aparelho tem tempo de duração de 10 min.

NPE's

Em um estudo realizado junto à Ripasa foi possível determinar quais os NPE's com maior influência no branqueamento, sendo eles o Ca e Si, ambos responsáveis por incrustações e Fe e Mn estes dois maiores causadores de reversão de alvura. Após esta identificação, amostras das correntes de efluente, águas de lavagem, água branca e das correntes de entrada e saída de polpa no branqueamento foram encaminhadas à Central Analítica do Instituto de Química da Unicamp, para a determinação desses elementos através do método ICP – OES (Espectrometria de Emissão Óptica por Plasma Indutivamente Acoplado) Equipamento: Perkin Elmer 300 DV.

4. Materiais e Métodos

Uma ressalva importante aqui é um tratamento prévio feito nas amostras de água branca. Esta água possui dois grandes problemas, sendo eles: alta concentração de carbonato de cálcio e o residual de alvejante ótico, produtos estes adicionado na fabricação de papel. O Departamento de Tecnologia da Ripasa I estudou alguns métodos para se combater esse dois problemas, sendo que o primeiro foi eliminado adicionando-se hidróxido de sódio para provocar um choque de pH e precipitar os íons carbonato. Já o residual ótico foi combatido com a adição de hipoclorito de sódio. Para ambos os casos, os responsáveis pelo trabalho realizaram vários experimentos para a determinação da concentração e do tempo de residência para a ação destes reagentes.

Por fim a água branca que no início do trabalho era tratada separadamente na ETE (de onde se coletavam as amostras desta água), durante o desenvolvimento deste trabalho foi modificado o processo do seu tratamento, que passou a ser misturado com os demais efluentes da fábrica. Para contornar esse problema começou-se a coletar a água branca que retorna à torre de massa branqueada. Nesta água branca se fez um tratamento para a retirada das fibras, já que o tratamento que esta sofria na ETE causava basicamente a diminuição de matéria orgânica. Este processo se deu baseado no trabalho de **Bolton e Vizotto, (2000)** onde estes propõem a utilização de filtros que vão de 100 até 200 mesh de abertura das malhas, para a retenção de alguns contaminantes e principalmente as fibras. No nosso caso fez-se uso de uma peneira com abertura de 325 mesh para tal finalidade.

Todas as amostras enviadas à Central Analítica da Unicamp foram previamente filtradas, sendo que a água branca foi encaminhada para análise em duas formas: uma parte desta amostra foi encaminhada tal qual sua saída da máquina de papel e a outra foi submetida ao tratamento para se combater os dois problemas anteriormente citados, adicionando-se em cada amostra de água branca uma dosagem de hipoclorito de 89 ml de NaClO/L de amostra a uma concentração de 60 g/L e uma dosagem de hidróxido de sódio de 1,3 mL de NaOH/L de amostra a uma concentração de 150 g/L. Uma agitação inicial foi

4. Materiais e Métodos

realizada e posteriormente esta solução ficou em repouso para a decantação dos íons por aproximadamente 5 h.

As amostras das águas e dos efluentes foram coletadas em 4 dias diferentes e todas elas foram de início submetidas a uma filtração para a retirada das fibras.

4.3. Balanço de massa e otimização do processo

Para o desenvolvimento do balanço de massa do processo de branqueamento alguns passos foram observados e essa etapa foi dividida em duas importantes partes: a primeira foi o desenvolvimento de um balanço de massa preliminar em uma planilha eletrônica, cujo objetivo foi o de desenvolver um balanço que possa representar o processo de branqueamento da linha C da Ripasa; a segunda etapa foi o desenvolvimento do balanço final que dá continuidade a esta primeira etapa, sendo que nesta segunda etapa fez-se a implementação das concentrações e restrições dos NPE's a essa planilha, para em seguida serem realizadas as simulações para a otimização do processo de lavagem das prensas.

Balanço de massa preliminar

Como ponto de partida, um balanço de massa para simular fenomenologicamente o processo de branqueamento foi proposto. Porém, devido ao processo de branqueamento da linha C da Ripasa I ser um projeto novo desenvolvido pela *Kvaerner Pulping*, uma grande dificuldade de um conhecimento detalhado da estequiometria das reações de branqueamento de cada etapa do processo foi observada, o que impossibilitou desenvolver uma modelagem fenomenológica, pois as relações estequiométricas entre as correntes de processo não puderam ser estabelecidas.

Na intenção de solucionar este obstáculo recorreu-se a pessoas especializadas da área e principalmente à literatura, porém, não foi possível determinar todas as reações presentes nos estágios de branqueamento para que as relações estequiométricas pudessem ser estabelecidas, além de o pessoal

4. Materiais e Métodos

especializado não conhecer detalhadamente este novo processo de branqueamento. Como consequência, não foi possível realizar o fechamento do balanço estequiometricamente.

Assim sendo, com o intuito de contornar este problema, foi proposto um balanço de massa usando correlações de dados do processo, tendo em vista que a linha C de branqueamento é toda automatizada e uma grande gama de dados está disponível em bancos de dados na empresa.

Como já descrito, esta linha de branqueamento consiste em uma seqüência de três estágios (Seqüência DualD OP D): um primeiro estágio de dióxido de cloro quente seguido de uma extração alcalina oxidativa com peróxido e por último uma etapa de dióxido de cloro com a intenção final de dar uma maior alvura a polpa. Para uma melhor apresentação e identificação estes estágios foram denominados de Estágio 1, Estágio 2 e Estágio 3 respectivamente e cada um foi dividido em duas etapas, a primeira chamada de *Tratamento químico* onde ocorre a adição de todos os reagentes químicos daquele estágio e a segunda de *Lavagem*, etapa onde ocorre a lavagem da polpa para a retirar os reagentes não consumidos e os produtos das reações desse estágio e é aí que ocorre a grande utilização de água. Para uma melhor visualização a Figura 09 mostra como ficou o esquema aqui proposto, tendo como base para o desenvolvimento deste esquema a Figura 06.

Uma outra preocupação foi com a determinação dos volumes de controle para cada estágio, sendo assim definiu-se que cada estágio inicia após a prensa do estágio anterior, ou seja, tendo como parâmetro o Estágio 1, este tem início na saída da prensa 4, ou seja, prensa de uma etapa anterior ao branqueamento (deslignificação com O₂) e termina na saída da prensa de seu estágio.

Como dito anteriormente a divisão dos estágios de branqueamento foi feita em tratamento químico, que engloba todos os equipamentos do seu estágio exceto prensa e tanque de filtrado os quais estão inseridos na etapa de lavagem.

A Tabela 05 mostra o que cada corrente da Figura 06 passa a ser na Figura 09.

4. Materiais e Métodos

Tabela 05 – Correntes das Figuras 06 e 09.

Figura 06	Figura 09	Descrição das correntes na Figura 09
01	01	Entrada de polpa no branqueamento
02 + 03 + 06 + 08 + 11	02	Reagentes químicos do estágio 1
04 + 18	03	Filtrado para a diluição do estágio 1
-	04	Saída de gases do tratamento químico 1
14	05	Entrada de polpa na prensa 1
15	06	Filtrado de lavagem da prensa 1
-	07	Filtrado para lavagem da tela estágio 1
-	08	Saída de gases prensa 1
19	09	Saída de polpa estágio 1
16	10	Filtrado prensa 1
17	11	Efluente ácido
21 + 23 + 26 + 27	12	Reagentes químicos do estágio 2
20 + 24 + 30 + 35 + 36	13	Filtrado para a diluição do estágio 2
-	14	Saída de gases do tratamento químico 2
31	15	Entrada de polpa na prensa 2
32	16	Água de lavagem da prensa 2
-	17	Filtrado para lavagem da tela estágio 2
-	18	Saída de gases prensa 2
37	19	Saída de polpa estágio 2
33	20	Filtrado prensa 2
34	21	Efluente alcalino
38 + 41 + 43 + 45	22	Reagentes químicos do estágio 3
51 + 47 + 39	23	Filtrado para a diluição do estágio 3
-	24	Saída de gases do tratamento químico 3
48	25	Entrada de polpa na prensa 3
49	26	Água de lavagem da prensa 3
-	27	Filtrado para lavagem da tela estágio 3
-	28	Saída de gases prensa 3
54	29	Saída de polpa estágio 3
50	30	Filtrado prensa 3

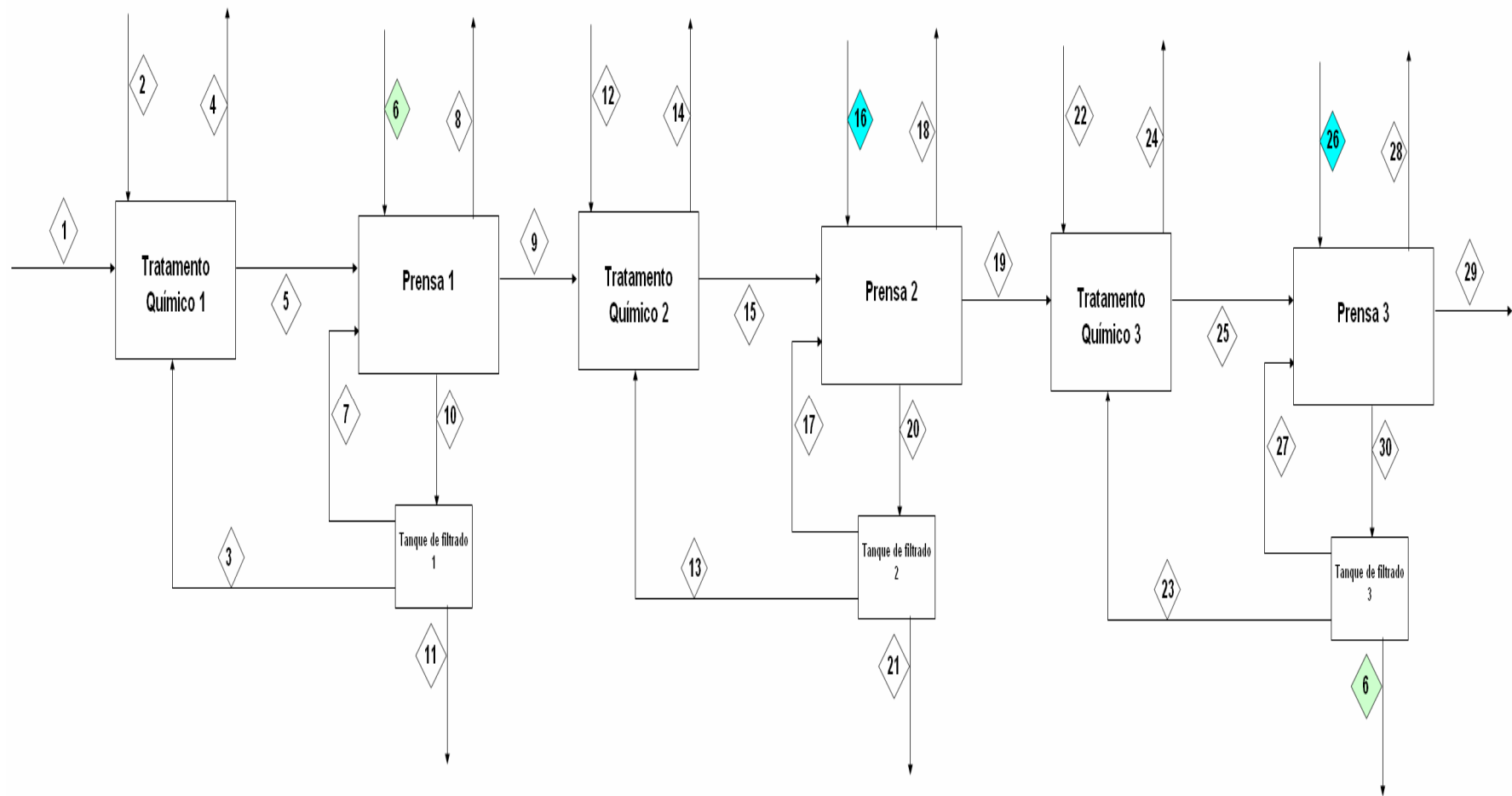


Figura 09 – Esquema do processo de branqueamento para o desenvolvimento do balanço de massa.

4. Materiais e Métodos

As correntes 04, 08, 14, 18, 24 e 28 da figura 09 representam as perdas de gases em todos os equipamentos de cada estágio, e não foram descritas na Figura 06.

As relações das correntes do processo foram determinadas via correlações, as quais foram obtidas usando-se como variável independente (base de cálculo) a produção da prensa anterior ao branqueamento (Prensa 4 no processo da Ripasa I).

Para o desenvolvimento do balanço de massa algumas suposições foram feitas, sendo elas:

- o processo foi estudado em regime permanente, para tanto se definiu uma faixa de produção da quarta prensa como sendo uma produção igual ou superior a 40 ADT/h, como já citado anteriormente;

- as vazões mássicas de gases gerados durante o processo de branqueamento foram estipuladas como sendo 0,5% dos valores das correntes de entrada em cada etapa de cada estágio, pois os valores destas correntes não são medidos no processo;

- o balanço foi desenvolvido dividindo-se cada corrente em dois componentes básicos: fibras e solução, tendo-se ainda a vazão total que nada mais é que a soma destes dois componentes e a consistência que é um parâmetro do processo já descrito;

- em cada prensa de lavagem estipulou-se uma perda de aproximadamente 1,5% de fibras da corrente de alimentação, devido a perdas químicas e ao equipamento de lavagem;

- em cada estágio tem-se a adição de vários produtos químicos, vapores de média e baixa pressão; todos eles foram reunidos em uma única corrente em cada estágio, denominada corrente de reagentes químicos.

Com estas simplificações pôde-se desenvolver o balanço de massa preliminar e com ele observar o comportamento das etapas de branqueamento.

4. Materiais e Métodos

Balanço de massa final

A partir do balanço de massa preliminar pôde-se desenvolver o balanço final, com a implementação dos elementos não processuais no balanço, com o objetivo de analisar a influência destes em uma reutilização da água branca. Para tanto, restrições para cada um dos elementos foram estudadas e apresentadas para a utilização no desenvolvimento do balanço final.

Como já dito anteriormente cada corrente do processo no balanço de massa implementado na planilha eletrônica foi dividida em fibras e solução. Na solução estão todos os componentes do processo que não são fibras, logo os NPE's foram implementados na planilha eletrônica como sendo parte da solução. É bom salientar que nessa parte do trabalho outras suposições foram feitas:

- considerou-se que as correntes de reagentes químicos não têm elementos não processuais;
- as correntes gasosas não carregam elementos não processuais.

Outra restrição aplicada à planilha foi a de se analisar a carga de matéria orgânica resultante da integração das correntes de água branca e água industrial. Com essas restrições podem-se realizar simulações para a integração do processo. A de se dar um destaque que os passos aqui apresentados foram para uma representação simplificada do processo de branqueamento e que a complexidade do processo é bem maior, porém com esse balanço de massa desenvolvido possibilita tornar o problema tão complexo como desejado e ao fim contribuir dando uma direção para uma melhoria do processo.

A modelagem do balanço de massa do processo real é muito mais complexa, se forem consideradas as interações entre as correntes, que podem levar à precipitação de alguns compostos em função da alteração do limite de solubilidade de algumas substâncias no sistema e também devido à possibilidade de ocorrerem reações químicas.

No capítulo seguinte são apresentados os resultados obtidos a partir da metodologia aqui descrita.

5. RESULTADOS E DISCUSSÕES

5. Resultados e Discussões

Neste capítulo serão apresentados os resultados deste trabalho, envolvendo: dados obtidos no trabalho de campo realizado na planta industrial da Ripasa I; dados obtidos experimentalmente; balanço de massa da unidade de branqueamento, desenvolvido em planilha eletrônica; análise da influência dos NPE's na redução do consumo de água industrial e as discussões que envolvem cada um destes resultados.

5.1 Conhecimento do processo e identificação do problema

O trabalho de campo realizado na Ripasa teve como sua maior contribuição, além de um conhecimento mais detalhado do processo de fabricação de papel e celulose, a identificação de alguns potenciais para o desenvolvimento de trabalhos, sendo eles:

1. Reutilização dos efluentes alcalinos no processo de branqueamento;
- 2. Utilização dos efluentes da máquina de papel (água branca) no branqueamento;**
3. Utilização de todos os vapores gerados na máquina de papel, em forma de condensado, em diferentes partes da unidade fabril.

A partir destes três interessantes potenciais optou-se pelo segundo item, pois além de se mostrar o mais promissor, pela qualidade observada da água branca, uma fonte de efluente proveniente das máquinas de papel, cuja disponibilidade e acessibilidade a tornaram um grande potencial para uma “integração mássica” com a água limpa utilizada nas lavagens do branqueamento; também já havia passado por algumas tentativas de reutilização pela Ripasa.

5.2. Levantamento de dados do processo

Inicialmente, após todas as *tags* identificadas, os valores das vazões volumétricas foram colocados em planilhas eletrônicas. Esses valores foram organizados retirando-se dados que estavam fora das especificações citadas no capítulo anterior. A Figura 10 apresenta estes valores, para a entrada de polpa no

5. Resultados e Discussões

primeiro dos três estágios de branqueamento, sendo que para os demais estágios segue-se a mesma metodologia na disposição dos dados.

Para a construção da Figura 10, utilizou-se a ferramenta *Uniformance*. Com ela identificaram-se as *tags* e fez-se a coleta dos dados de todo o processo de branqueamento, disponíveis de hora em hora no período de 01 de dezembro de 2004 até 31 de março de 2005, totalizando um acervo de mais de 2900 medições para cada corrente. Com a filtragem realizada nesses dados, para deixá-los com as especificações anteriormente citadas, obteve-se um acervo resultante de aproximadamente 2.000 dados para cada corrente.

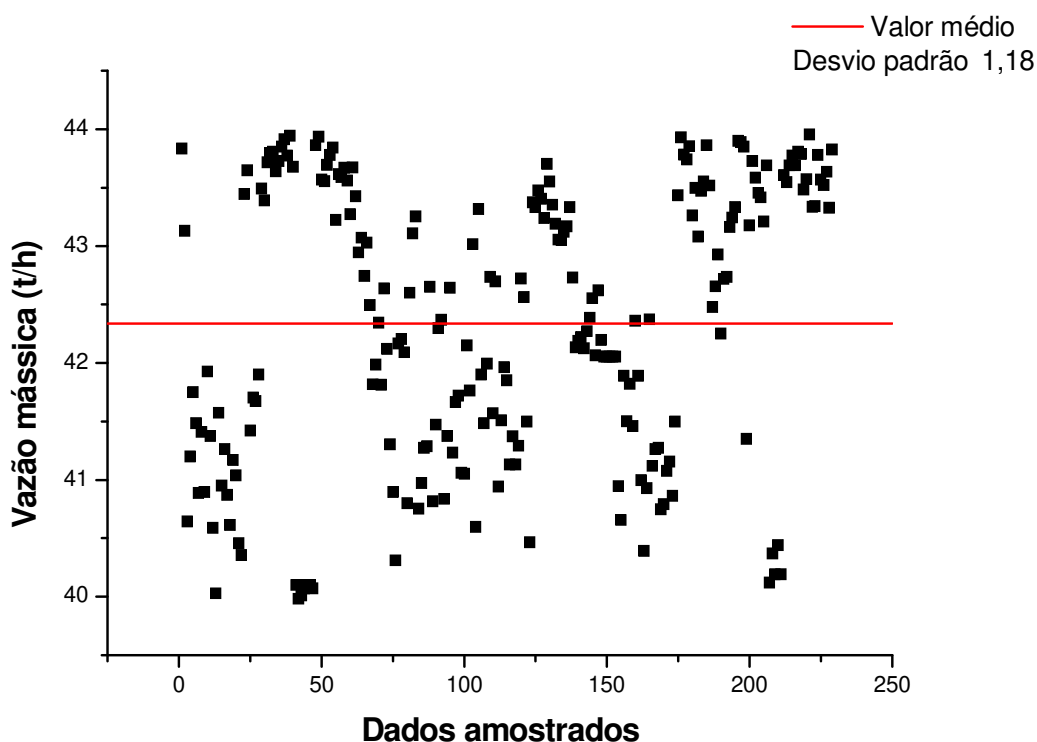


Figura 10 – Vazão mássica da polpa na entrada do processo de branqueamento.

Os valores apresentados na Figura 10 estão em t/h, porém, os dados industriais coletados estavam expressos em m³/h, assim, para transformar as vazões volumétricas em mássicas, foi necessário obter, experimentalmente, os valores das densidades de cada corrente do processo, os quais são apresentados

5. Resultados e Discussões

na Tabela 06. Essa tabela apresenta ainda os valores de temperatura e condutividade elétrica nas correntes de processo. Todos os dados apresentados nas Tabelas de 06 a 09 foram coletados e/ou medidos experimentalmente no período de fevereiro a maio de 2005 e os valores expressos nas tabelas são uma média destes valores coletados.

Tabela 06 – Análises diversas.

Correntes da Figura 09	Descrição	Densidade (kg/m ³)	T (°C)	Condut. (mS)
01	Ent. de polpa no estágio Dual D	1009	52,0	9,540
09	Ent. de polpa no estágio OP	939	52,0	5,823
19	Ent. de polpa no estágio D	1046	51,7	7,260
02	Ácido Sulfúrico concentrado	1840	25,0	-
02	Ácido Sulfúrico diluído	970	42,0	-
02 e 22	Dióxido	994	16,0	-
12	Talco	1006	33,0	0,220
12	Sulfato	1201	32,0	53,517
12	NaOH	1140	38,0	-
12	Peróxido	1224	32,0	0,400
02 e 22	NaHSO ₃	1309	37,0	94,860
06	Filtrado do estágio D	982	67,8	3,094
29	Saída polpa do estágio D	952	45,2	3,094
11	Efluente Dual D	986	64,6	5,823
21	Efluente OP	986	60,6	7,260
-	Água branca	979	52,0	0,678
16 e 26	Água industrial	987	53,4	0,198

5. Resultados e Discussões

É bom ressaltar que os dados apresentados aqui possuem uma corrente que foi designada de reagentes na qual estão somados todos os valores das correntes de reagentes aplicados a cada um dos estágios.

Outra análise importante foi a medida da consistência das polpas, pois através dela pode-se calcular qual a quantidade de fibras e qual a quantidade de solução da amostra (tudo que não for fibra é considerado estar em solução), e são esses valores que irão fazer parte do balanço de massa que será apresentado a seguir. As correntes analisadas foram a entrada e saída de polpa no branqueamento, bem como as saídas de polpas de cada estágio de branqueamento. A Tabela 07 mostra esses valores.

Tabela 07 – Consistência média das polpas.

Correntes de polpa	Consistência (%)
Entrada de Polpa Estágio Dual D	27,8
Entrada de Polpa Estágio OP	29,3
Entrada de Polpa Estágio D	30,3
Saída Polpa Estágio D	29,5

O poder de incrustação foi uma das análises mais importantes que foi realizada. A partir dele é possível identificar quais das correntes do processo possuem uma maior tendência em causar incrustações no processo de branqueamento. A Tabela 08 apresenta os valores médios do poder de incrustação das correntes.

A Tabela 03 apresentada anteriormente mostra os padrões do poder de incrustação. Logo pode-se observar que a maioria das correntes do processo apresenta poder de incrustação ainda sob controle, porém estas correntes requerem monitoramento mais freqüente.

5. Resultados e Discussões

Tabela 08 – Poder de incrustação.

Correntes do branqueamento	Poder de Incrustação ($\mu\text{g}/\text{cm}^2$)
Entrada de polpa no estágio Dual D	5,858
Entrada de polpa no estágio OP	6,226
Entrada de polpa no estágio D	7,913
Filtrado do estágio D	10,461
Saída polpa do estágio D	5,619
Efluente Dual D	6,226
Efluente OP	7,913
Água branca	39,125
Água industrial de lavagem	7,816

O maior poder encontrado foi na corrente de água branca, como previsto, pois essa apresenta grande carga de carbonato de cálcio. Portanto, para uma integração desta corrente, o controle de compostos de cálcio se torna imprescindível.

As análises de matéria orgânica - M.O. - e dureza, têm como principal função o monitoramento de todo o processo de branqueamento, para analisar se algum desses parâmetros pode interferir no branqueamento. Os resultados dessas análises estão apresentados na Tabela 09.

A análise de dureza aqui apresentada fica mais como um monitoramento, já que a dureza no processo de branqueamento de celulose da Ripasa está basicamente relacionada aos íons cálcio e silício e estes serão analisados como NPE's. Já a matéria orgânica vem diminuindo de estágio para estágio. Isso se deve ao fato de a cada etapa de branqueamento haver a retirada da lignina residual pela ação química, e juntamente com outros materiais orgânicos, são eliminados durante a lavagem e principalmente pelos choques de pH (já que com o aumento do pH temos uma precipitação dos íons cálcio).

5. Resultados e Discussões

Tabela 09 - Matéria orgânica e dureza nas correntes do branqueamento.

Correntes do Branqueamento	Dureza (mg CaCO₃/L)	Matéria Orgânica (mg KMnO₄/L)
Entrada de Polpa no Estágio Dual D	53,700	1374,300
Entrada de Polpa no Estágio OP	144,903	1328,800
Entrada de Polpa no Estágio D	19,580	788,700
Filtrado do Estágio D	56,106	341,771
Saída Polpa do Estágio D	54,873	319,733
Efluente Dual D	120,003	1328,800
Efluente OP	19,440	788,700
Água Branca	93,271	84,980
Água Industrial de lavagem	34,990	3,700

A matéria orgânica das águas será utilizada como parâmetro de processo, uma vez que a presença de matéria orgânica em grande quantidade, além de consumir os químicos do processo, ainda aumenta as cargas de DBO e DQO.

Anteriormente já ocorreram duas tentativas na Ripasa de se reutilizar a água branca no processo. Em uma delas adicionou-se uma porcentagem da água branca à água que entra na ETA (Estação de Tratamento de Água). Dessa tentativa definiu-se que uma quantidade máxima de 15 mg KMnO₄/L (significa o quanto de oxigênio, liberado pelo permanganato na forma de oxigênio nascente, é consumido para decompor a matéria orgânica), pode ser tolerada para que essa água não cause nenhum problema nas etapas do processo de fabricação de celulose. Logo, na corrente resultante da integração das duas correntes de água (branca e industrial) a concentração de M.O. não pode ser superior a 15 mg KMnO₄/L, o que consiste na primeira restrição para a integração do processo.

Em uma segunda tentativa reutilizou-se a água branca diretamente nas prensas de lavagem do branqueamento ECF, em substituição à água industrial, o

5. Resultados e Discussões

que acarretou no entupimento das mesmas devido à deposição dos compostos de Ca, sendo assim o uso direto dessa água se mostrou inviável.

Já para a determinação da concentração dos NPE's, amostras das correntes foram enviadas para análise na Central Analítica da UNICAMP. Os teores de ferro, manganês, silício e cálcio foram determinados via ICP – OES (Espectrometria de Emissão Óptica por Plasma Indutivamente Acoplado). As coletas das amostras foram feitas em quatro diferentes dias sempre observando se a produção estava estável durante todo o dia. A Tabela 10 apresenta a média dos valores destes teores. Os elementos aqui estudados possuem cada um uma característica relevante ao processo. O ferro e o manganês aumentam a degradação das cadeias de carboidratos. Este fato é explicado uma vez que esses elementos catalizam a formação do radical hidroxila (OH^\cdot) que ataca as cadeias de celulose, além de atuarem na decomposição do peróxido de hidrogênio. Já a presença dos elementos cálcio e silício pode acarretar em problemas de incrustações (Jemaa *et al.* 1999).

Tabela 10 – Concentração de NPE's nas correntes do branqueamento.

Correntes do Processo	Concentração de NPE (mg/L)			
	Fe	Ca	Si	Mn
Entrada de Polpa no Estágio Dual D	< 1,3	24,375	18,767	0,566
Água Industrial	0,330	10,350	22,625	0,022
Água Branca Tratada	< 1,3	24,014	18,814	0,070
Água Branca não Tratada	< 1,3	28,600	20,925	0,070
Efluente Ácido	< 1,3	56,575	24,225	0,982
Efluente Alcalino	< 1,3	30,825	26,950	0,240
Filtrado Prensa 7	< 1,3	33,100	18,400	0,263

Fonte: Central Analítica – IQ – UNICAMP.

Com todas essas análises feitas pôde-se então desenvolver o balanço de massa na linha C de branqueamento da Ripasa.

5. Resultados e Discussões

5.3. Balanço de massa e otimização do processo

Primeiramente desenvolveu-se um balanço de massa preliminar em uma planilha eletrônica, com o intuito de simular o processo da linha C de branqueamento da Ripasa. Inicialmente serão apresentadas as correlações para as correntes do processo e em seguida o balanço de massa para cada estágio.

Para uma melhor visualização, a Figura 11 nos mostra um gráfico que apresenta os pontos para obtenção das correlações aplicadas ao balanço de massa no processo de branqueamento. A curva contínua mostra os pontos dos dados do processo, enquanto que a curva pontilhada mostra a curva do modelo ajustado. A vazão de fibras em (t/h) da corrente 01 (entrada de polpa do branqueamento) é definida como base de cálculo para todo o balanço de massa do processo, sendo esta a variável independente de todo o branqueamento.

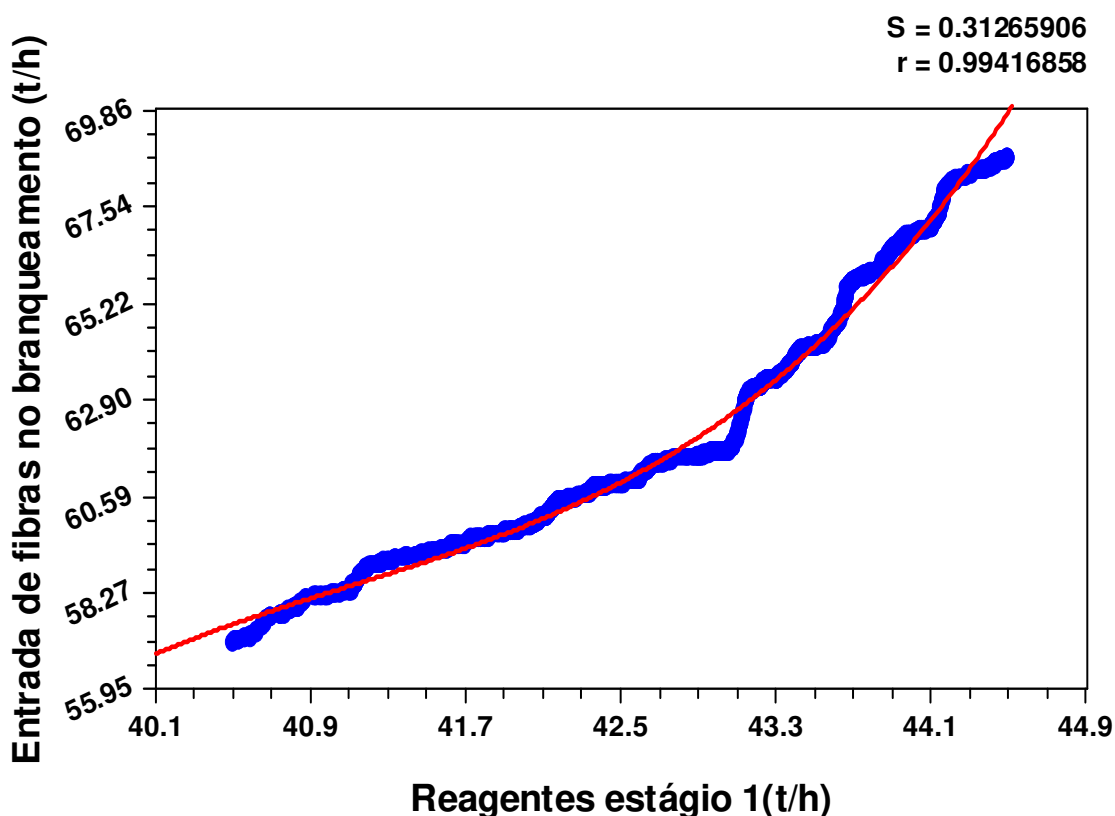


Figura 11 – Gráfico de Reagentes 1 x Entrada de polpa.

5. Resultados e Discussões

A Figura 12 nos mostra o gráfico dos resíduos para o gráfico da Figura 10, (os demais gráficos podem ser observados no Anexo 1).

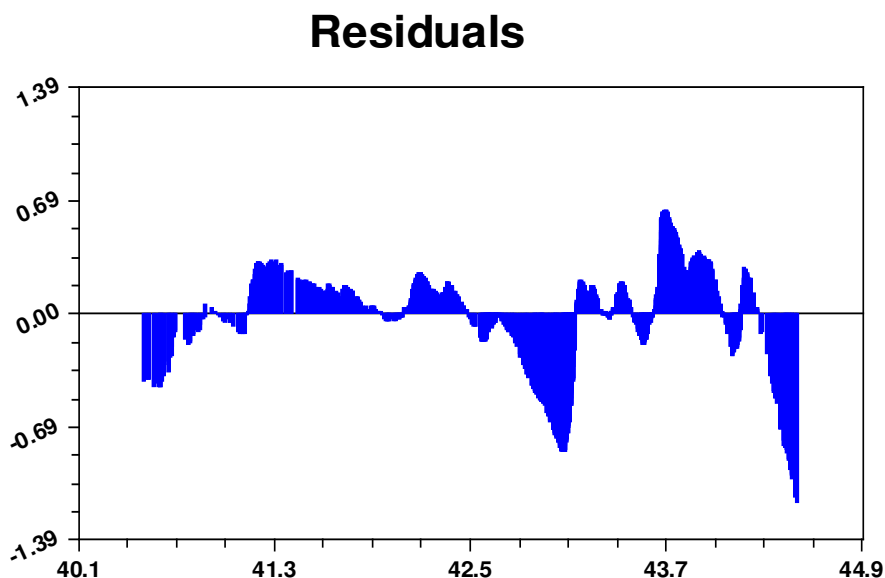


Figura 12 – Residual do Gráfico de Reagentes 1 x Entrada de polpa.

A Tabela 11 apresenta todas as relações que foram aplicadas no balanço de massa e seus respectivos coeficientes de determinação (R^2) e desvio padrão(s), os quais permitem observar o bom ajuste dos dados, já que o desvio padrão é uma medida da variabilidade ou dispersão com as mesmas unidades que os dados e o coeficiente de determinação é uma medida de correlação entre duas variáveis em uma análise de regressão.

As correlações foram estabelecidas via melhor ajuste da curva, que em sua maioria foram equações polinomiais de terceira ordem. Analisando-se os coeficientes de determinação pode-se dizer que todas são aceitáveis já que trabalhou-se com dados industriais e seus valores estão bem próximos de 1, ou seja, na maioria das relações a curva descreve bem os dados. No pior caso tem-se um coeficiente de determinação de 0,951, isso quer dizer que menos de 5% da variância de regressão não depende apenas da variável independente. Já no caso do desvio padrão pode-se notar que estatisticamente podem ser considerados bons, ou seja, não há uma grande dispersão dos nossos dados, isso pode ser observado também para cada correlação nos gráficos de resíduo (Anexo 1).

5. Resultados e Discussões

Tabela 11 – Correlações para o balanço de massa (vazão em t/h).

Correntes do processo e relações com a corrente de entrada	R ²	s
$\dot{m}_2 = -11537,912 + 843,24837\dot{f}_1 - 20,47485\dot{f}_1^2 + 0,16600491\dot{f}_1^3$	0,996	0,261
$\dot{m}_3 = -45629,935 + 3302,7146\dot{f}_1 - 79,380692\dot{f}_1^2 + 0,63837083\dot{f}_1^3$	0,996	1,287
$\dot{m}_7 = -13,709722 + 2,0074617\dot{f}_1$	0,960	0,559
$\dot{m}_9 = -3209,8426 + 229,2299\dot{f}_1 - 5,3138207\dot{f}_1^2 + 0,041867166\dot{f}_1^3$	0,997	0,302
$\dot{m}_{12} = -2052,0933 + 146,89225\dot{f}_1 - 3,4954632\dot{f}_1^2 + 0,027763834\dot{f}_1^3$	0,994	0,030
$\dot{m}_{13} = -10384,809 + 803,21407\dot{f}_1 - 20,258643\dot{f}_1^2 + 0,17091797\dot{f}_1^3$	0,996	0,681
$\dot{m}_{16} = -2671,7833 + 209,838538\dot{f}_1 - 5,337319\dot{f}_1^2 + 0,0461573\dot{f}_1^3$	0,997	0,503
$\dot{m}_{17} = -263553,99 + 18462,793\dot{f}_1 - 431,00558\dot{f}_1^2 + 3,3538548\dot{f}_1^3$	0,956	0,360
$\dot{m}_{19} = -33554,688 + 2366,408\dot{f}_1 - 55,509308\dot{f}_1^2 + 0,43480549\dot{f}_1^3$	0,997	0,394
$\dot{m}_{22} = -20078,033 + 1446,8553\dot{f}_1 - 34,744187\dot{f}_1^2 + 0,27850181\dot{f}_1^3$	0,995	0,353
$\dot{m}_{23} = -26729,8 + 1937,6071\dot{f}_1 - 46,625049\dot{f}_1^2 + 0,37467961\dot{f}_1^3$	0,997	0,452
$\dot{m}_{26} = -26810,955 + 1943,4894\dot{f}_1 - 46,766586\dot{f}_1^2 + 0,37581691\dot{f}_1^3$	0,997	0,454
$\dot{m}_{27} = 4,7265e^{-6} \cdot \exp(0,3724056 \dot{f}_1)$	0,950	4,671
$\dot{m}_{29} = -74506,316 + 5183,7695\dot{f}_1 - 120,09813\dot{f}_1^2 + 0,92859064\dot{f}_1^3$	0,998	0,540

Após a apresentação das correlações obtidas para as correntes do processo de branqueamento, apresenta-se o balanço de massa para cada estágio.

Através da Figura 13 e com as simplificações já citadas, desenvolveu-se o balanço de massa para o Estágio 1 do branqueamento.

5. Resultados e Discussões

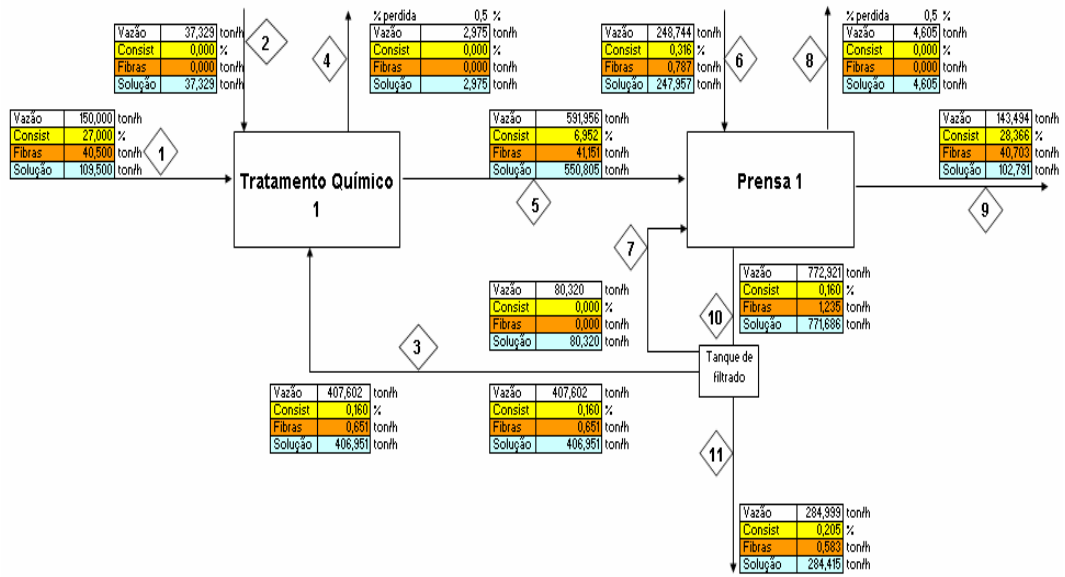


Figura 13 – Balanço preliminar Estágio 1 (Estágio DualD da Ripasa).

Como dito anteriormente a vazão de fibras da corrente 01 é a variável independente do processo e juntamente com a consistência de entrada da polpa no branqueamento, pode-se dar início ao desenvolvimento do balanço de massa.

Tem-se que a vazão mássica total de cada corrente n do branqueamento é dado por:

$$\dot{m}_n = \dot{f}_n + \dot{s}_n \quad (01)$$

em que f_n é a vazão mássica de fibras em cada corrente n , s_n é a vazão mássica de solução na corrente n , todas dadas em t/h e

$$\dot{f}_n = \frac{\dot{m}_n \cdot C_n}{100} \quad (02)$$

sendo C_n a consistência da corrente n .

Da Tabela 11 tem-se: \dot{m}_2 , \dot{m}_3 , \dot{m}_7 , \dot{m}_9 .

A corrente 6 corresponde à corrente de filtrado do terceiro estágio, logo seu valor será obtido do balanço deste estágio.

5. Resultados e Discussões

As correntes de saída de gases em cada sistema foram estimadas como sendo 0,5% do valor da soma das vazões das correntes de entrada no sistema, ou seja:

$$\dot{m}_4 = \left(\dot{m}_1 + \dot{m}_2 + \dot{m}_3 \right) \times 0,005 \quad (03)$$

$$\dot{m}_8 = \left(\dot{m}_5 + \dot{m}_6 + \dot{m}_7 \right) \times 0,005 \quad (04)$$

sendo que este valor estimado pode ser alterado facilmente na planilha eletrônica, caso seja possível obter seu valor real, porém, sabe-se que estas perdas não são significativas e não devem ultrapassar 1% do valor da massa total do sistema.

As demais correntes são definidas fazendo-se um balanço em cada etapa do estágio e no seu respectivo tanque de filtrado, ou seja, para o estágio 1 tem-se:

$$\dot{m}_5 = \left(\dot{m}_1 + \dot{m}_2 + \dot{m}_3 \right) - \dot{m}_4 \quad (05)$$

$$\dot{m}_{11} = \dot{m}_{10} - \dot{m}_7 - \dot{m}_3 \quad (06)$$

Para as fibras do processo também são realizados balanços para cada etapa do estágio:

$$\dot{f}_5 = \dot{f}_1 + \dot{f}_3 \quad (07)$$

Supondo-se que em cada prensa tem-se uma perda, com base em dados de processo, de aproximadamente 1,5% das fibras da corrente oriunda do tratamento químico somado às fibras da corrente lava tela, logo tem-se para a prensa 1:

$$0,015 \dot{f}_5 = \dot{f}_3 + \dot{f}_{11} \quad (08)$$

$$\dot{f}_{10} = \dot{f}_3 + \dot{f}_{11} + \dot{f}_7 \quad (09)$$

Logo pode-se determinar a saída de fibras na prensa 1:

5. Resultados e Discussões

$$\dot{f}_9 = \dot{f}_5 + \dot{f}_6 + \dot{f}_7 - \dot{f}_{10} \quad \Rightarrow \quad \dot{f}_9 = 0,985 \dot{f}_5 + \dot{f}_6 \quad (10)$$

As consistências das correntes 5, 9 e 10 foram determinadas rearranjando-se a equação 02 e as consistências das correntes 3, 7 e 11 são as mesmas da corrente 10, pois são derivadas desta. Para os demais estágios a mesma metodologia foi adotada para o desenvolvimento do balanço.

A Figura 14 apresenta as correntes e o balanço de massa para o Estágio 2 do branqueamento.

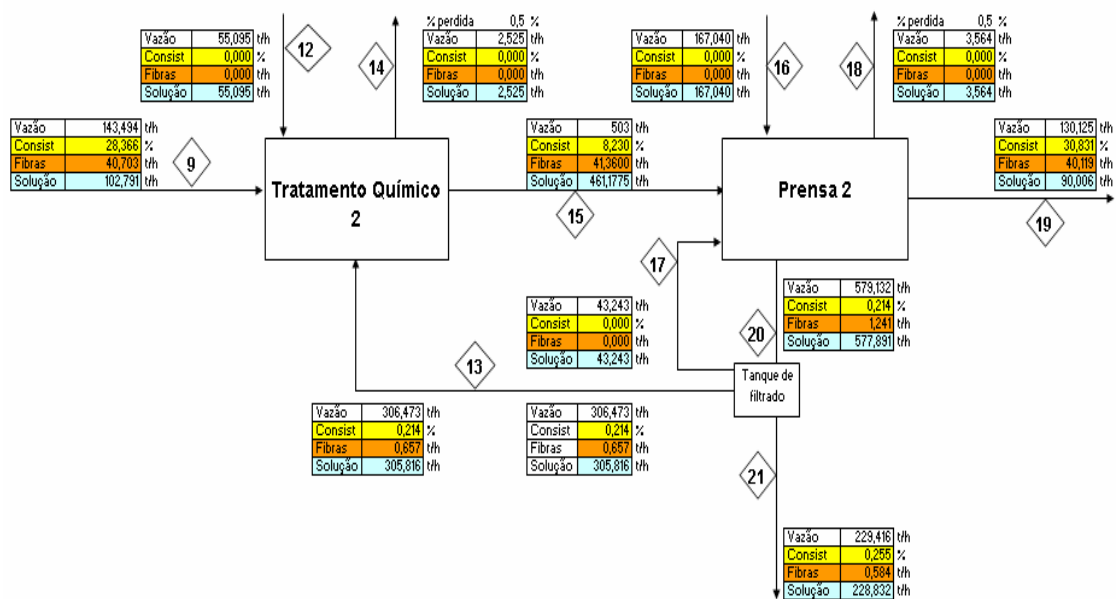


Figura 14 – Balanço preliminar Estágio 2 (Estágio OP da Ripasa).

Das relações entre as correntes do processo dadas pela Tabela 11 obtêm-se \dot{m}_{12} , \dot{m}_{13} , \dot{m}_{16} , \dot{m}_{17} , \dot{m}_{19} . As demais correntes deste estágio serão dadas por:

$$\dot{m}_{14} = \left(\dot{m}_9 + \dot{m}_{12} + \dot{m}_{13} \right) \times 0,005 \quad (11)$$

$$\dot{m}_8 = \left(\dot{m}_{15} + \dot{m}_{16} + \dot{m}_{17} \right) \times 0,005 \quad (12)$$

$$\dot{m}_{15} = \left(\dot{m}_9 + \dot{m}_{12} + \dot{m}_{13} \right) - \dot{m}_{14} \quad (13)$$

5. Resultados e Discussões

$$\dot{m}_{21} = \dot{m}_{20} - \dot{m}_{17} - \dot{m}_{13} \quad (14)$$

$$\dot{f}_{15} = \dot{f}_9 + \dot{f}_{13} \quad (15)$$

$$0,015 \dot{f}_{15} = \dot{f}_{13} + \dot{f}_{21} \quad (16)$$

$$\dot{f}_{20} = \dot{f}_{13} + \dot{f}_{21} + \dot{f}_{17} \quad (17)$$

$$\dot{f}_{19} = \dot{f}_{15} + \dot{f}_{16} + \dot{f}_{17} - \dot{f}_{20} \quad \Rightarrow \quad \dot{f}_{19} = 0,985 \dot{f}_{15} + \dot{f}_{16} \quad (18)$$

Analogamente ao Estágio 1 as consistências das correntes 15, 19 e 20 foram determinadas rearranjando-se a equação 02 e as consistências das correntes 13, 17 e 21 são as mesmas da corrente 20, pois são derivadas desta, ou seja, todas provêm do filtrado da prensa do seu estágio.

A Figura 15, seguindo os mesmos passos dos estágio anteriores, apresenta o balanço de massa para o terceiro estágio do branqueamento.

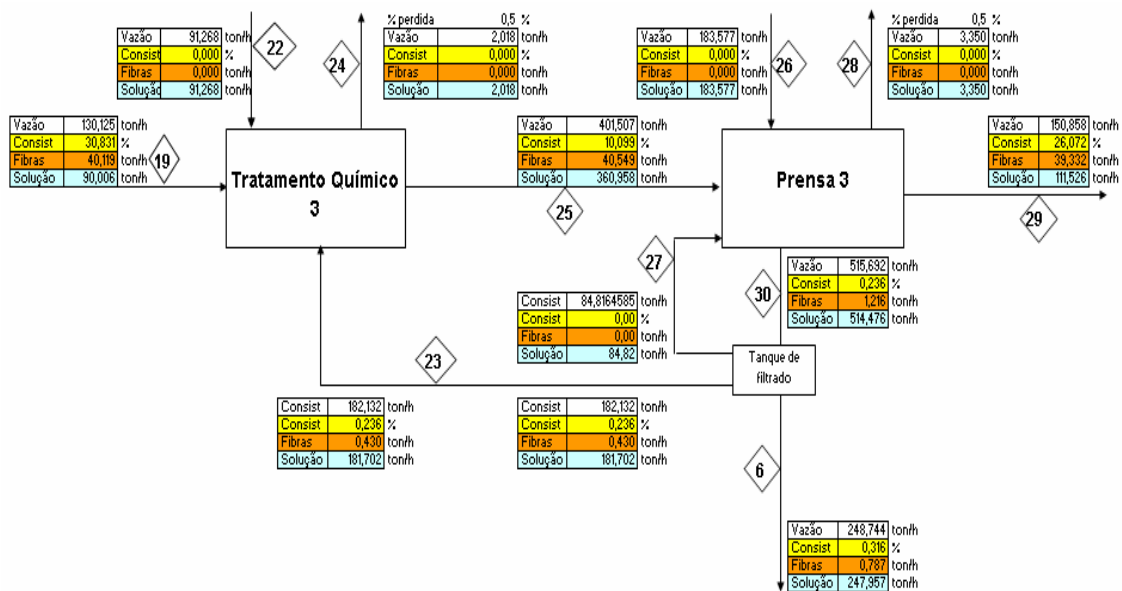


Figura 15 – Balanço preliminar Estágio 3 (Estágio D da Ripasa).

Os valores das correntes \dot{m}_{22} , \dot{m}_{23} , \dot{m}_{26} , \dot{m}_{27} , \dot{m}_{29} são obtidos da Tabela 11 e os valores das demais correntes são:

5. Resultados e Discussões

$$\dot{m}_{24} = \left(\dot{m}_{19} + \dot{m}_{22} + \dot{m}_{23} \right) \times 0,005 \quad (19)$$

$$\dot{m}_{28} = \left(\dot{m}_{25} + \dot{m}_{26} + \dot{m}_{27} \right) \times 0,005 \quad (20)$$

$$\dot{m}_{25} = \left(\dot{m}_{19} + \dot{m}_{22} + \dot{m}_{23} \right) - \dot{m}_{24} \quad (21)$$

$$\dot{m}_6 = \dot{m}_{30} - \dot{m}_{27} - \dot{m}_{23} \quad (22)$$

$$\dot{f}_{25} = \dot{f}_{19} + \dot{f}_{23} \quad (23)$$

$$0,015 \dot{f}_{25} = \dot{f}_{23} + \dot{f}_{21} \quad (24)$$

$$\dot{f}_{30} = \dot{f}_{23} + \dot{f}_6 + \dot{f}_{27} \quad (25)$$

$$\dot{f}_{29} = \dot{f}_{25} + \dot{f}_{26} + \dot{f}_{27} - \dot{f}_{30} \quad \Rightarrow \quad \dot{f}_{29} = 0,985 \dot{f}_{25} + \dot{f}_{26} \quad (26)$$

As consistências das correntes 25, 29 e 30 são dadas pelo rearranjo da equação e, como o processo é análogo em todos os estágios, as consistências das correntes 23, 27 e 6 são as mesmas da corrente 30, pois todas provêm do filtrado da prensa 3.

É bom ressaltar que no desenvolvimento do balanço de massa foi utilizado o método seqüencial que ao ser aplicado na planilha eletrônica apresenta alguns problemas de referência circular, e para resolver este problema utilizou-se um artifício da planilha, tornando assim possível a realização deste balanço de massa para todos os estágios. Com o objetivo de demonstrar a validação do modelo a Figura 16 apresenta um gráfico da vazão de fibras de saída do branqueamento teóricas e a obtida pelo modelo.

5. Resultados e Discussões

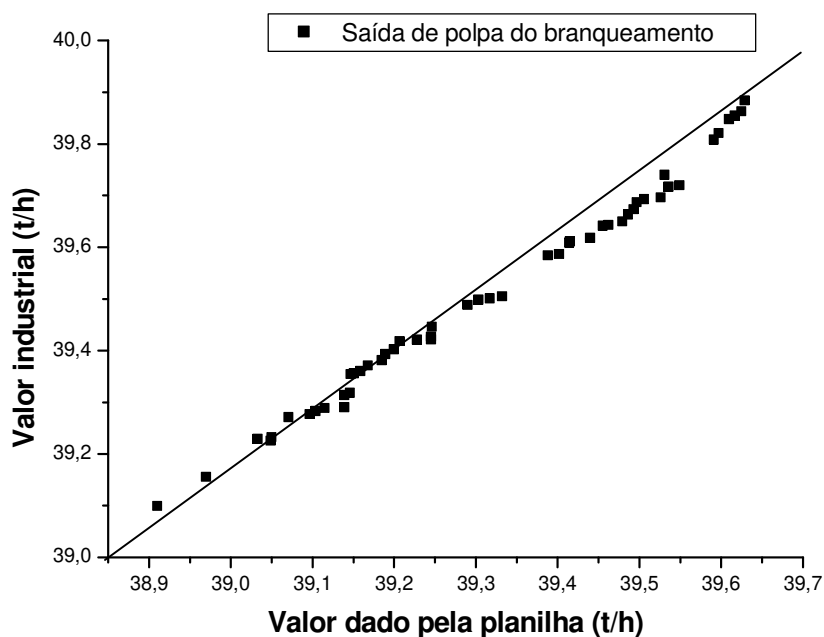


Figura 16 – Validação do modelo.

A aplicação deste balanço em uma planilha eletrônica proporcionou um bom modelo para o processo de branqueamento da linha C da Ripasa I, como demonstrado pela linearidade do gráfico da Figura 16, o balanço também pode ser facilmente atualizado, caso sejam obtidas novas e melhores correlações entre as correntes, ou mesmo novos dados do processo. Foram obtidas boas relações entre as correntes de polpa que passam de um estágio para outro, além da entrada de reagentes, saída de efluentes e principalmente a entrada da água de lavagem. A memória de cálculo para os três estágios, para uma vazão de 150 t/h de polpa entrando no branqueamento, está demonstrada no Anexo 2.

Após a realização do balanço preliminar e de seu ajuste, introduziram-se as restrições dos NPE's a esse balanço. Para tanto se obedeceu à divisão inicialmente estipulada das correntes do processo, as quais são compostas por fibras e solução. A seguir será demonstrada a implementação da restrição de um dos NPE's, o ferro, na planilha eletrônica, para o primeiro estágio de branqueamento. Para os demais NPE's e estágios seguiu-se a mesma metodologia. A Figura 17 mostra o balanço completo com os NPE's para o primeiro estágio.

5. Resultados e Discussões

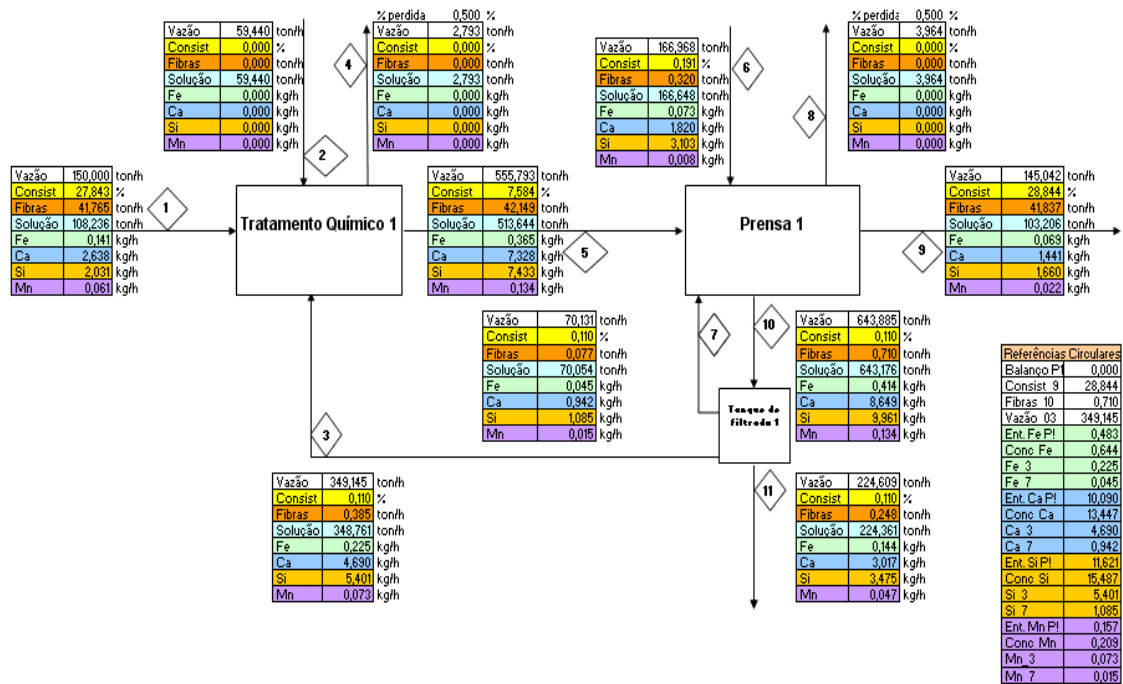


Figura 17 - Balanço completo com os NPE's para o primeiro estágio.

Como foi definido anteriormente, considera-se que os componentes não fibrosos estão na solução, logo temos que a vazão de ferro será dada por:

$$\dot{m} Fe_n = \dot{s}_n X_{Fe_n} \quad (27)$$

$$e \quad X_{Fe_n} = \frac{Conc_{Fe_n}}{\rho_n} \quad (28)$$

Onde, \dot{m}_{Fe_n} é a vazão de ferro da corrente n (kg/h) e $Conc_{Fe_n}$ representa a concentração de ferro em cada corrente (mg/L), X_{Fe_n} é a fração mássica de ferro na corrente n e ρ_n é a densidade da corrente n (kg/m^3). Sendo assim pode-se iniciar a implementação no balanço.

As concentrações dos NPE's nas correntes de entrada da polpa no branqueamento, corrente de água industrial e branca utilizadas no balanço são obtidas dos valores dados pelas análises da Central Analítica da Unicamp mostrados na Tabela 10. As demais concentrações são calculadas no próprio balanço.

5. Resultados e Discussões

Supõe-se que os reagentes químicos, empregados no processo de branqueamento, não apresentam quantidades significativas de NPE's, e que as correntes gasosas não arrastam NPE's, logo a quantidade desses nessas correntes é zero ($\dot{m}Fe_2 = 0$, $\dot{m}Fe_4 = 0$ e $\dot{m}Fe_8 = 0$). Sendo assim para o tratamento químico tem-se:

$$\dot{m}Fe_1 + \dot{m}Fe_3 = \dot{m}Fe_5 \quad (29)$$

Já para a prensa de lavagem, supõe-se que as correntes de entrada na prensa formem uma quarta corrente e dessa corrente calcular-se a concentração resultante ($Conc. FeR$) para que se possam calcular as vazões das correntes de saída.

$$Conc. FeR = \frac{(\dot{m}Fe_5 + \dot{m}Fe_6 + \dot{m}Fe_7) \left(\left(\frac{\dot{m}Fe_5}{\frac{\dot{m}Fe_5}{\rho_5} + \frac{\dot{m}Fe_6}{\rho_6} + \frac{\dot{m}Fe_7}{\rho_7}} \right) + \left(\frac{\dot{m}Fe_6}{\frac{\dot{m}Fe_5}{\rho_5} + \frac{\dot{m}Fe_6}{\rho_6} + \frac{\dot{m}Fe_7}{\rho_7}} \right) + \left(\frac{\dot{m}Fe_7}{\frac{\dot{m}Fe_5}{\rho_5} + \frac{\dot{m}Fe_6}{\rho_6} + \frac{\dot{m}Fe_7}{\rho_7}} \right) \right)}{(\dot{s}_5 + \dot{s}_6 + \dot{s}_7)} \quad (30)$$

Para as correntes 3, 7 e 10 tem-se:

$$\dot{m}Fe_3 = \dot{s}_3 X_{FeR} \quad (31)$$

$$\dot{m}Fe_7 = \dot{s}_7 X_{FeR} \quad (32)$$

$$\dot{m}Fe_{10} = \dot{s}_{10} X_{FeR} \quad (33)$$

Resolvendo-se um sistema de equações pode-se encontrar a concentração resultante e os valores das vazões de ferro para as correntes 3, 7 e 10.

É importante salientar que a corrente 6 é o filtrado do estágio 3 e seus valores saem do balanço de massa realizado no tanque de filtrado realizado naquele estágio. As correntes restantes, de saída de polpa do estágio 1 (corrente

5. Resultados e Discussões

9) e do efluente ácido (corrente 11) são obtidas realizando-se balanços de massa na prensa de lavagem e no tanque de filtrado respectivamente.

$$\dot{m}Fe_9 = \dot{m}Fe_5 + \dot{m}Fe_6 + \dot{m}Fe_7 - \dot{m}Fe_{10} \quad (34)$$

$$\dot{m}Fe_{11} = \dot{m}Fe_{10} - \dot{m}Fe_3 - \dot{m}Fe_7 \quad (35)$$

Estendendo esses cálculos ao demais NPE's tem-se ao fim o balanço de massa completo no estágio 1. Para os próximos dois estágios leva-se em conta a entrada de água para lavagem. A Figura 18 mostra o esquema de como se pretende realizar a mistura das duas correntes de água (industrial e branca).

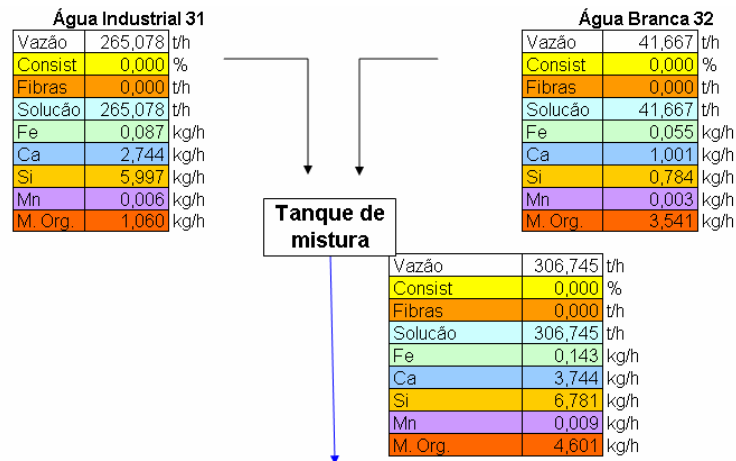


Figura 18 – Integração das Correntes de Água Branca e Industrial.

A corrente de água de lavagem, que posteriormente será dividida nas correntes 16 e 26, é uma corrente resultante da mistura das correntes de água. Essa corrente é a que será usada nas prensas de lavagem nos estágios 2 e 3.

O cálculo das vazões de NPE's nesta corrente será dada pela concentração resultante desta integração. Assim como anteriormente, a aplicação para o ferro será detalhada e os demais NPE's seguem a mesma metodologia, sendo assim temos inicialmente que calcular as vazões de ferro para as duas correntes de água.

$$\dot{m}Fe_{31} = s_{31} X_{Fe31} \quad (36)$$

5. Resultados e Discussões

$$\dot{m} Fe_{32} = s_{32} X_{Fe32} \quad (37)$$

Onde, como já dito anteriormente as concentrações destas correntes foram dadas pelas análises realizadas pela Central Analítica da Unicamp. Com essas vazões podemos determinar a concentração resultante para essa corrente de água de lavagem ($Conc_{FeR.A.}$).

$$Conc_{FeR.A.} = \frac{(\dot{m} Fe_{31} + \dot{m} Fe_{32}) \cdot \left(\left(\frac{\dot{m} Fe_{31}}{\frac{\dot{m} Fe_{31}}{\rho_{31}} + \frac{\dot{m} Fe_{32}}{\rho_{32}}} \right) + \left(\frac{\dot{m} Fe_{32}}{\frac{\dot{m} Fe_{31}}{\rho_{31}} + \frac{\dot{m} Fe_{32}}{\rho_{32}}} \right) \right)}{(\dot{s}_{31} + \dot{s}_{32})} \quad (38)$$

Logo as correntes de lavagem dos estágios 2 e 3 são dadas por:

$$\dot{m} Fe_{16} = s_{16} X_{FeR.A.} \quad (39)$$

$$\dot{m} Fe_{26} = s_{26} X_{FeR.A.} \quad (40)$$

Assim pode-se ao fim desse equacionamento aplicar o balanço de massa completo com os NPE's, para todo o processo de branqueamento (as planilhas completas estão apresentadas no Anexo 3). Como está demonstrada na Figura 16, nessa parte da integração do processo é que se leva em conta a presença de matéria orgânica. Como foi dito anteriormente, em uma tentativa da Ripasa, foi adicionada uma porcentagem da água branca à água que entra na ETA (Estação de Tratamento de Água) e dessa tentativa obteve-se um parâmetro de matéria orgânica, por parte do pessoal técnico da Ripasa, para que essa água não cause nenhum problema às etapas do processo de fabricação de celulose. Com isso definiu-se que só será tolerada que a água de lavagem possua uma concentração máxima de matéria orgânica de 15 mg KMnO₄/L. As equações para se calcular essa quantidade é a mesma descrita anteriormente.

5. Resultados e Discussões

$$\dot{m}M.O._{31} = s_{31} X_{M.O.31} \quad (41)$$

$$\dot{m}M.O._{32} = s_{32} X_{M.O.32} \quad (42)$$

As concentrações da matéria orgânica foram obtidas das análises realizadas na Ripasa e estão mostradas na Tabela 07 e, sua concentração a ser analisada no balanço ($Conc.M.O.R.A.$) será dada por:

$$Conc.M.O.R.A. = \frac{(\dot{m}M.O._{31} + \dot{m}M.O._{32}) \left(\left(\frac{\dot{m}M.O._{31}}{\frac{\dot{m}M.O._{31}}{\rho_{31}} + \frac{\dot{m}M.O._{32}}{\rho_{32}}} \right) + \left(\frac{\dot{m}M.O._{32}}{\frac{\dot{m}M.O._{31}}{\rho_{31}} + \frac{\dot{m}M.O._{32}}{\rho_{32}}} \right) \right)}{(s_{31} + s_{32})} \quad (43)$$

Considerando todas essas restrições e ao fim de todas essas análises, o balanço de massa pôde ser implementado na planilha eletrônica. Para seu desenvolvimento o auxílio da ferramenta Solver (Figura 19) se tornou indispensável.

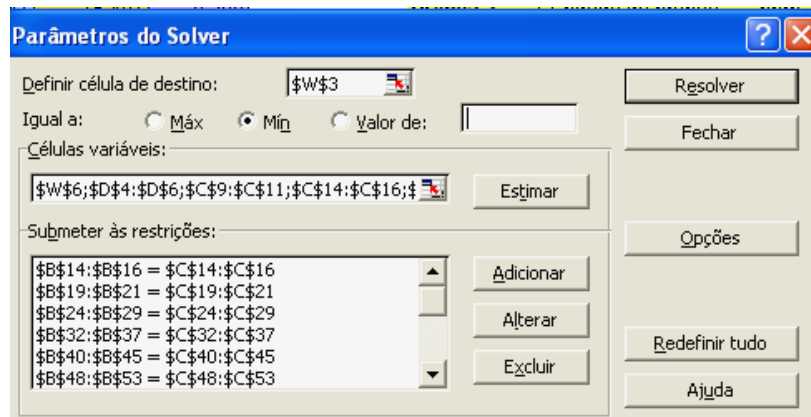


Figura 19 – Janela da ferramenta Solver.

O processo de branqueamento possui várias correntes de reciclo, como pode-se observar nas Figuras 13, 14 e 15, causando problemas de referência circular no desenvolvimento do trabalho, tendo em vista isto a primeira função da ferramenta Solver foi a resolução deste problema, juntamente com outra ferramenta, a definição de macros foi usada para agilizar a execução do Solver.

5. Resultados e Discussões

Com o balanço completo funcionando iniciou-se a implementação à planilha a integração das correntes (água branca e industrial). Usando a ferramenta do Solver para a resolução de sistemas não-lineares, implementaram-se todas as restrições utilizadas para os balanços, sendo elas os limites de NPE's e matéria orgânica. A Tabela 12 mostra as máximas concentrações permitidas, aos NPE's, nas entradas de cada prensa do processo de branqueamento da Ripasa fornecidos pela própria Ripasa com base em dados internos. Já a restrição para a matéria orgânica segue o critério anteriormente descrito (15 mg/L KMnO_4).

Tabela 12 – Restrições usadas nas simulações.

	NPE's				M.O.
	Fe	Ca	Si	Mn	
Concentração (mg/L)	1,5	15,0	40,0	2,7	15,0

Fonte: Ripasa S.A. Celulose e Papel.

A Figura 20 mostra a implementação dessas restrições na planilha. Por fim definiu-se a função objetivo, minimizar o consumo de água industrial, variando-se a entrada de água branca no tanque de mistura (ver Figura 16). Assim podem-se iniciar as simulações para as análises na redução do consumo de água.

Restrições NPE's				
Prensa 1	Σ Entrada da prensa		ppm	Água Industrial
Fe	0,644	≤	1,500	Vazão = 265,078
Ca	13,447	≤	15,000	
Si	15,487	≤	40,000	Água Branca
Mn	0,209	≤	2,700	Vazão = 41,667
Prensa 2	Σ Entrada da prensa		ppm	
Fe	0,535	≤	1,500	
Ca	12,624	≤	15,000	
Si	19,125	≤	40,000	
Mn	0,104	≤	2,700	
Prensa 3	Σ Entrada da prensa		ppm	
Fe	0,437	≤	1,500	
Ca	10,920	≤	15,000	
Si	18,622	≤	40,000	
Mn	0,049	≤	2,700	
Solução				
Restrições Matéria Orgânica				
Água de L.			ppm	
M. Org.	15,000	≤	15,000	
Fibras			0,000	
Vazão			0,000	
P. Fibras			0,484	
Economia			13,584	

Figura 20 – Planilha com restrições e botão de macro.

5. Resultados e Discussões

A Figura 21 mostra um balanço simplificado com os estágios e suas principais correntes. Considerando todas essas restrições, foi realizada uma simulação do processo de branqueamento buscando minimizar o consumo de água industrial.

Para o início das simulações definiu-se a vazão para a qual o processo trabalharia (150 t/h de polpa ou 41,768 t de fibras /h na corrente 1) e as restrições para a integração de processo com o auxílio do balanço de massa. As restrições, de NPE's e matéria orgânica, aplicadas ao balanço de massa, foram determinadas por estudos e levantamento de dados históricos na indústria, realizados pela Ripasa.

Com o intuito de demonstrar os valores fornecidos pela simulação, desenvolveu-se um balanço de massa, com uma das condições anteriormente apresentadas, para um dos NPE's, o ferro, considerando-se uma ocasião de integração das correntes (ver Anexo 4).

Uma ressalva a ser feita é que a implementação aqui realizada não pode prever alguns fenômenos que ocorrem durante o processo de branqueamento. Por exemplo, nesse balanço, não se pode descrever o efeito de um choque de pH nas correntes do processo. Esse fenômeno causa a precipitação de alguns íons como é o caso dos íons de Ca. Com os valores apresentados na Tabela 09 pode-se notar que o efluente ácido contém uma quantidade bem maior de íons Ca em sua corrente do que o efluente alcalino, pois com o aumento do pH no estágio alcalino tem-se uma precipitação desses íons.

Inicialmente analisou-se a variação da redução do consumo de água variando-se a corrente de entrada de polpa no branqueamento, simulando-se assim variações que ocorrem durante o processo de branqueamento. A Tabela 13 mostra esses valores.

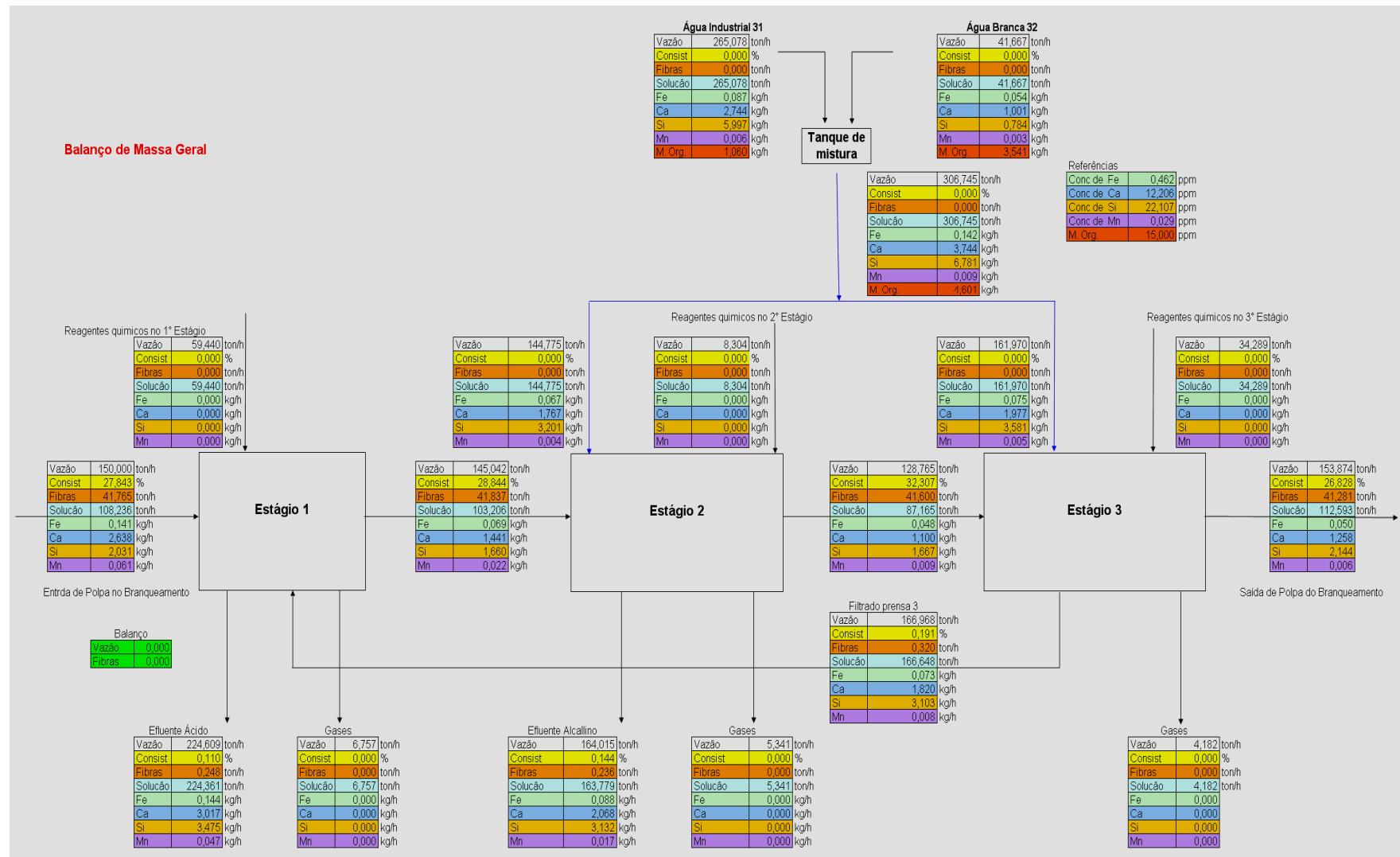


Figura 21 – Balanco de massa simplificado.

5. Resultados e Discussões

Tabela 13 – Economia de água com a variação da entrada do branqueamento.

Entrada de polpa no branqueamento (t/h)	Fibras (t/h)	Economia (%)
140	40,000	13,6
145	40,372	13,6
150*	41,765	13,6
155	43,157	13,6
160	44,549	13,6

*usada nas simulações

Como previsto não há variação na economia, pois ao passo que temos uma perturbação nas correntes de entrada, as correntes de água branca e industrial variam de acordo com essas perturbações o que demonstra a relatividade na economia.

Para as simulações na planilha eletrônica duas incertezas foram observadas: a primeira se dá nas restrições aplicadas ao balanço de massa e a segunda nas análises realizadas pela Central Analítica.

Para avaliar a influência dessas incertezas fez-se uma análise de sensibilidade para essas variáveis. Para tanto foi utilizada uma incerteza de 50% (para mais e para menos) separadamente nas restrições para cada NPE mantendo-se constante a restrição dos outros NPE's, e uma variação de 50% (para mais e para menos) para a concentração do NPE, mostradas na Tabela 12, na corrente de água branca, mantendo-se as outras concentrações também constantes. Todas as combinações foram testadas para sistemas com e sem a restrição de matéria orgânica.

A Figura 22 mostra a variação da redução do consumo de água em função da restrição da matéria orgânica. Na construção dessa curva as concentrações para as restrições para os NPE's e as concentrações desses na corrente de água branca foram as estipuladas e médias respectivamente.

5. Resultados e Discussões

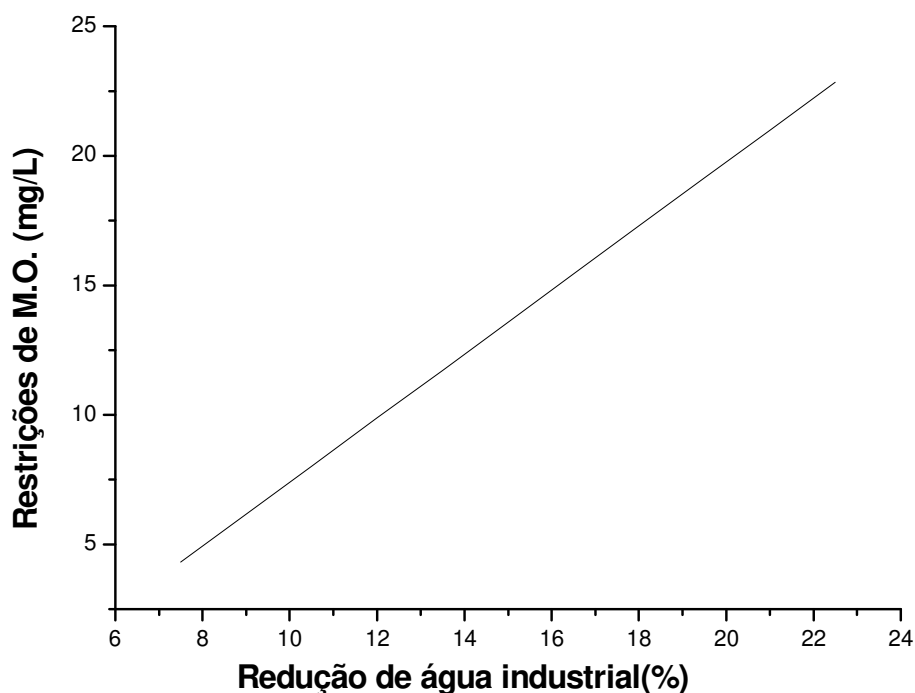


Figura 22 - Redução do consumo de água x restrição da matéria orgânica.

Logo, a partir da figura acima, pode-se notar a linearidade dessa restrição e sua grande influência na integração entre as correntes de água branca e industrial.

É importante observar que na análise de incerteza das concentrações fornecidas pela Central Analítica, englobam-se a faixa de concentração da água branca não tratada (valores apresentados na Tabela 10). Sendo assim os resultados aqui obtidos podem ser expandidos aos dois casos de tratamento ou não da água branca. As Tabelas 14 à 17 mostram alguns resultados obtidos nas análise das incertezas.

5. Resultados e Discussões

Tabela 14 – Influência do Fe na redução do consumo de água industrial.

NPE	Restrições (mg/L)	Concentrações médias (mg/L)	Redução de água (%)	
			Com M.O.	Sem M.O.
Fe	0,75 (-50%)	0,65 (-50%)	13,6	37,0
		1,3	13,6	37,0
		1,95 (+50%)	13,6	23,4
	1,05 (-30%)	0,65 (-50%)	13,6	37,0
		1,3	13,6	37,0
		1,95 (+50%)	13,6	37,0
	1,35 (-10%)	0,65 (-50%)	13,6	37,0
		1,3	13,6	37,0
		1,95 (+50%)	13,6	37,0
	1,5	0,65 (-50%)	13,6	37,0
		1,3	13,6	37,0
		1,95 (+50%)	13,6	37,0
	1,65 (+10%)	0,65 (-50%)	13,6	37,0
		1,3	13,6	37,0
		1,95 (+50%)	13,6	37,0
	1,95 (+30%)	0,65 (-50%)	13,6	37,0
		1,3	13,6	37,0
		1,95 (+50%)	13,6	37,0
2,25 (+50%)	0,65 (-50%)	13,6	37,0	
	1,3	13,6	37,0	
	1,95 (+50%)	13,6	37,0	

5. Resultados e Discussões

Tabela 15 – Influência do Ca na redução do consumo de água industrial.

NPE	Restrições (mg/L)	Concentrações médias (mg/L)	Redução de água (%)	
			Com M.O.	Sem M.O.
Ca	7,5 (-50%)	12,007 (-50%)	0,0	0,0
		24,1	0,0	0,0
		36,021 (+50%)	0,0	0,0
	10,5 (-30%)	12,007 (-50%)	0,0	0,0
		24,1	0,0	0,0
		36,021 (+50%)	0,0	0,0
	13,5 (-10%)	12,007 (-50%)	13,6	93,2
		24,1	11,3	11,3
		36,021 (+50%)	6,0	6,0
	15	12,007 (-50%)	13,6	100
		24,1	13,6	34
		36,021 (+50%)	13,6	19,7
16,5 (+10%)	12,007 (-50%)	13,6	100	
	24,1	13,6	51,5	
	36,021 (+50%)	13,6	27,4	
19,5 (+30%)	12,007 (-50%)	13,6	100	
	24,1	13,6	80,7	
	36,021 (+50%)	13,6	43,0	
22,5 (+50%)	12,007 (-50%)	13,6	100	
	24,1	13,6	100	
	36,021 (+50%)	13,6	58,5	

5. Resultados e Discussões

Tabela 16 – Influência do Si na redução do consumo de água industrial.

NPE	Restrições (mg/L)	Concentrações médias (mg/L)	Redução de água (%)	
			Com M.O.	Sem M.O.
Si	20 (-50%)	9,407 (-50%)	13,6	37,0
		18,814	13,6	37,0
		28,221 (+50%)	8,0	8,0
	28 (-30%)	9,407 (-50%)	13,6	37,0
		18,814	13,6	37,0
		28,221 (+50%)	13,6	37,0
	36 (-10%)	9,407 (-50%)	13,6	37,0
		18,814	13,6	37,0
		28,221 (+50%)	13,6	37,0
	40	9,407 (-50%)	13,6	37,0
		18,814	13,6	37,0
		28,221 (+50%)	13,6	37,0
	44 (+10%)	9,407 (-50%)	13,6	37,0
		18,814	13,6	37,0
		28,221 (+50%)	13,6	37,0
	52 (+30%)	9,407 (-50%)	13,6	37,0
		18,814	13,6	37,0
		28,221 (+50%)	13,6	37,0
60 (+50%)	9,407 (-50%)	13,6	37,0	
	18,814	13,6	37,0	
	28,221 (+50%)	13,6	37,0	

5. Resultados e Discussões

Tabela 17 – Influência do Mn na redução do consumo de água industrial.

NPE	Restrições (mg/L)	Concentrações médias (mg/L)	Redução de água (%)	
			Com M.O.	Sem M.O.
Mn	1,35 (-50%)	0,035 (-50%)	13,6	37,0
		0,070	13,6	37,0
		0,105 (+50%)	13,6	37,0
	1,89 (-30%)	0,035 (-50%)	13,6	37,0
		0,070	13,6	37,0
		0,105 (+50%)	13,6	37,0
	2,43 (-10%)	0,035 (-50%)	13,6	37,0
		0,070	13,6	37,0
		0,105 (+50%)	13,6	37,0
	2,7	0,035 (-50%)	13,6	37,0
		0,070	13,6	37,0
		0,105 (+50%)	13,6	37,0
2,97 (+10%)	0,035 (-50%)	13,6	37,0	
	0,070	13,6	37,0	
	0,105 (+50%)	13,6	37,0	
3,51 (+30%)	0,035 (-50%)	13,6	37,0	
	0,070	13,6	37,0	
	0,105 (+50%)	13,6	37,0	
4,05 (+50%)	0,035 (-50%)	13,6	37,0	
	0,070	13,6	37,0	
	0,105 (+50%)	13,6	37,0	

5. Resultados e Discussões

Pode-se observar, a partir das Tabelas 14 a 17, uma grande influência da matéria orgânica na redução do consumo de água, sendo ela a principal restrição, não importando as concentrações de NPE's para os casos estudados.

As Figuras 23 a 25 apresentam as análises da influência para alguns NPE's.

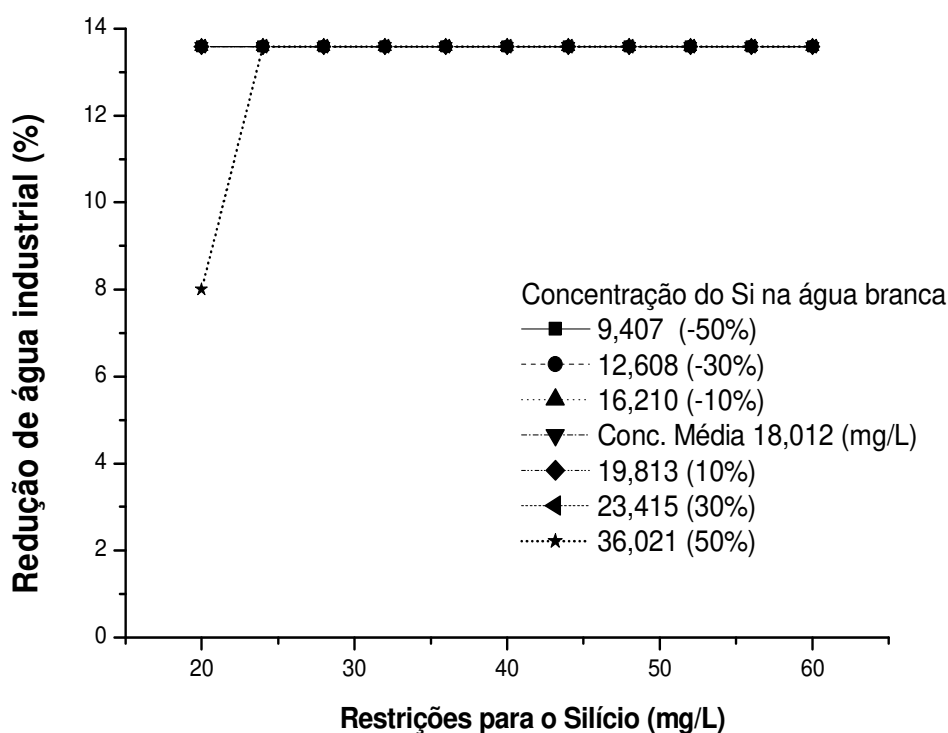


Figura 23 - Influência do Si na redução de água industrial (com M.O.).

Observou-se que os NPE's Mn e Fe não restringem o uso de água branca no processo, quando se aplica a restrição da matéria orgânica. Vale salientar que na análise da influência de um elemento, utilizam-se para os outros elementos valores constantes para a concentração (valor médio na corrente de água branca da Tabela 10) e para as restrições (Tabela 12).

5. Resultados e Discussões

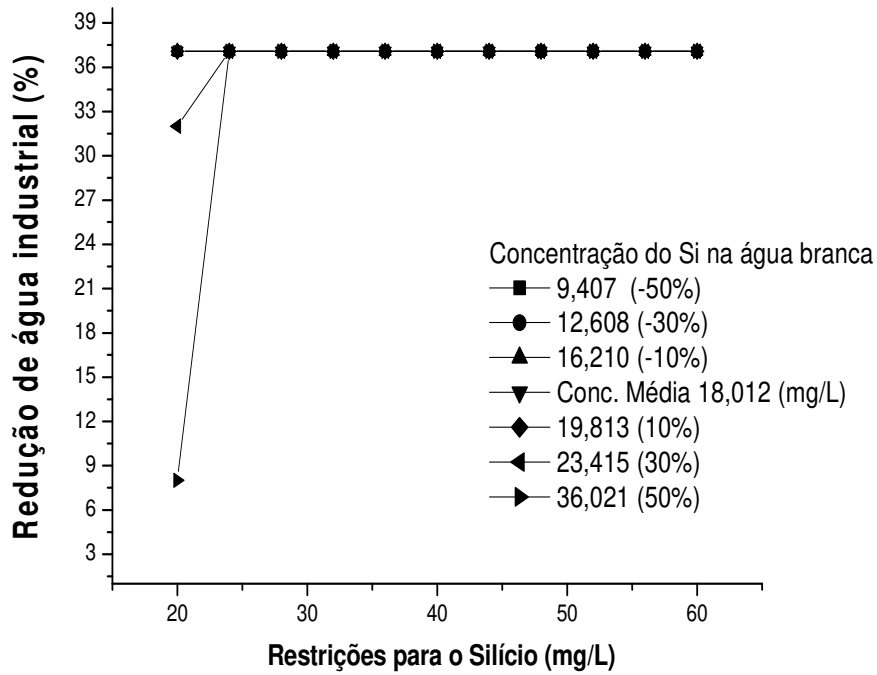


Figura 24 - Influência do Si na redução de água industrial (sem M.O.).

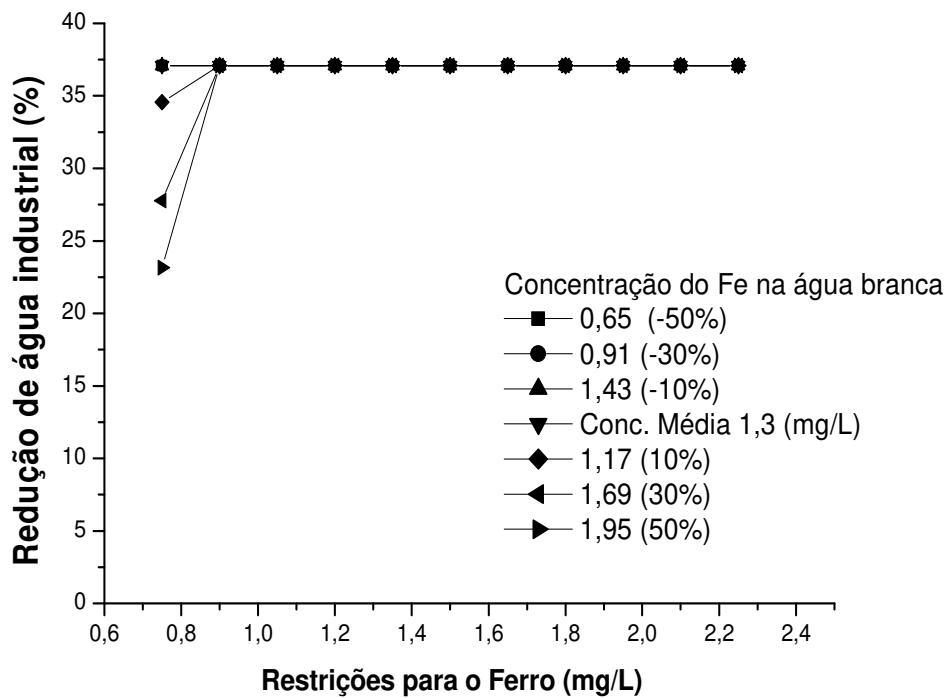


Figura 25 - Influência do Fe na redução de água industrial (sem M.O.).

5. Resultados e Discussões

Para o Si (casos com e sem matéria orgânica) sua influência só é significativa para os casos limite (50% acima da concentração média e 50% abaixo da restrição estabelecida). Fora estes casos, o Si não possui uma influência significativa na redução do consumo de água. Estas observações também se aplicam para o Fe, mas apenas nos casos sem matéria orgânica.

Com as Tabelas 14 a 17 pode-se também observar o comportamento dos NPE's nessa análise das incertezas, os resultados mostraram que a influência do cálcio é grande na integração mássica, já que em baixos valores para as restrições não é possível usar a água branca no processo de branqueamento e que há uma grande sensibilidade na restrição para esse NPE's. As Figuras 26 e 27 mostram a grande sensibilidade das restrições para a entrada de cálcio nas prensas de lavagem do branqueamento. Na análise da incerteza para a restrição do cálcio, foi adotada variação de 15%, já que os resultados obtidos com as simulações, mostrados na Tabela 15, não apresentaram essa faixa de sensibilidade.

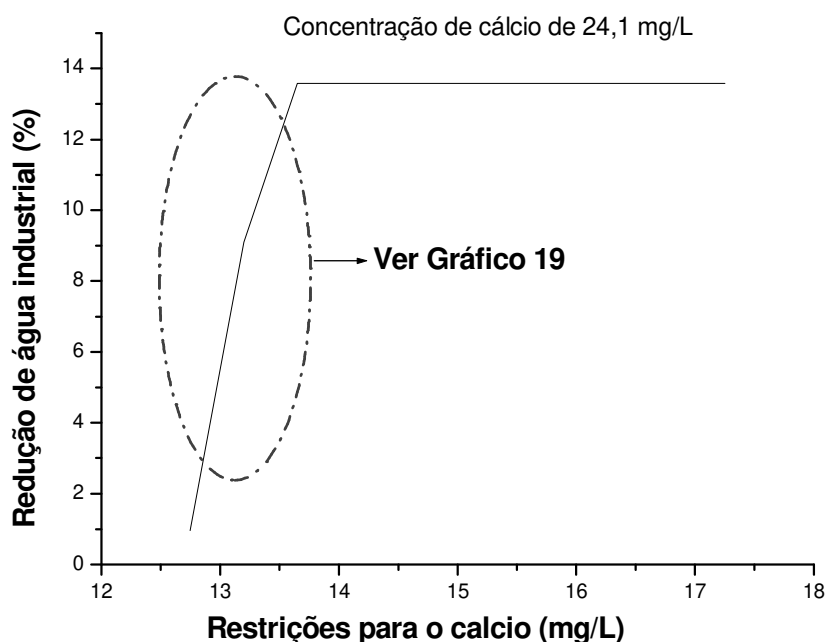


Figura 26 – Faixa de sensibilidade para a restrição do cálcio.

5. Resultados e Discussões

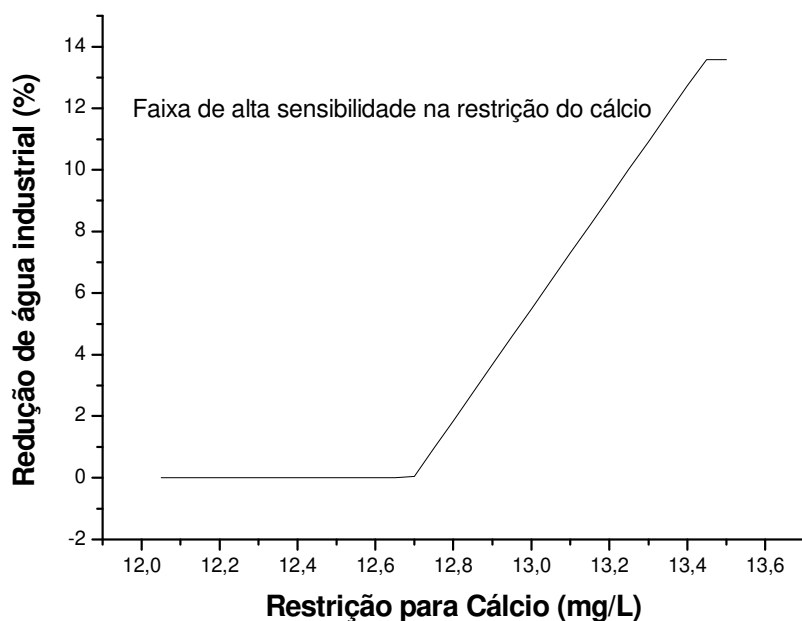


Figura 27 - Faixa de alta sensibilidade na restrição do cálcio

Os gráficos apresentados nas Figuras 26 e 27 mostram a faixa de alta sensibilidade da restrição para o íon cálcio na redução de consumo de água fresca, pode-se notar ainda uma grande sensibilidade na faixa de restrição de 12,7 a 14,0 mg/L, outro detalhe a ser observado é que uma pequena variação nessa restrição pode refletir em uma economia significativa na redução do consumo de água industrial.

A seguir as Figuras 28 e 29 mostram a influência da restrição de cálcio nas prensas de lavagem e concentração de cálcio nas correntes de água branca, na redução de consumo de água industrial, respectivamente para casos com e sem a restrição de matéria orgânica. Para a incerteza no valor da concentração de cálcio na corrente de água branca, uma variação de 50% foi usada, pois esta é a incerteza devido o método de análise química usada.

Nos casos onde a restrição para matéria orgânica foi levada em conta, é visto claramente que ela restringe o uso de água branca, independentemente da concentração de cálcio ou outros NPE. Quando a restrição de matéria orgânica não foi considerada era possível obter maiores reduções no consumo de água industrial, podendo esse valor ser até três vezes maior que a economia

5. Resultados e Discussões

conseguida quando se leva em conta a quantidade de matéria orgânica. Nestes casos é possível analisar a influência dos NPE's, principalmente do cálcio, desde que eles fiquem responsáveis para limitar a redução.

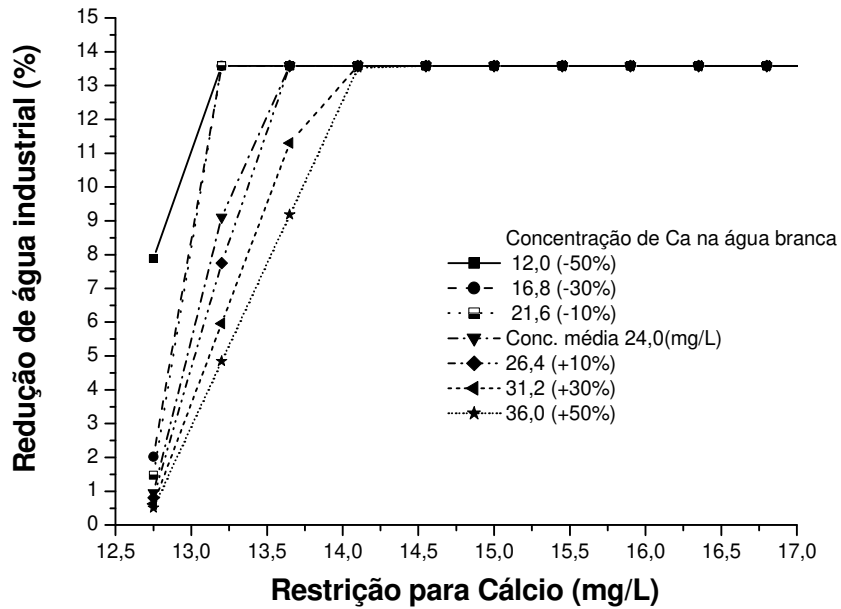


Figura 28 - Influência do Ca na redução de água industrial (com M.O.).

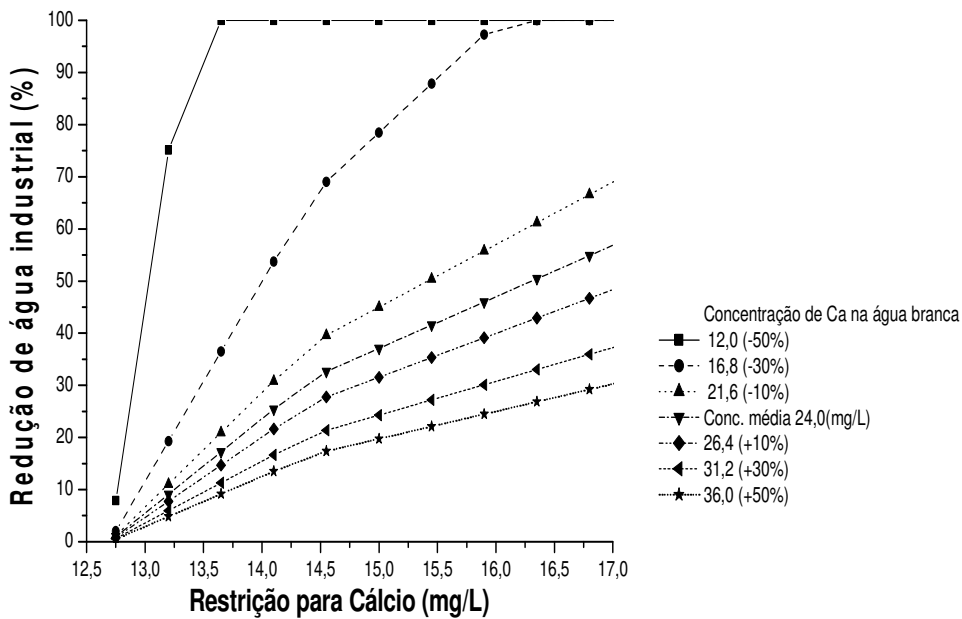


Figura 29 - Influência do Ca na redução de água industrial (sem M.O.).

5. Resultados e Discussões

A Tabela 18 mostra dois casos nos quais foram combinados os extremos das variáveis para avaliar o efeito na redução de água industrial.

Tabela 18 – Redução percentual na água industrial em condições críticas.

	Casos	Redução (%)
1 – Com M.O.	Todas as Restrições NPE's – menores limites	1,50
	Todas as Concentrações NPE's – maiores limites	13,60
2 – Sem M.O.	Todas as Restrições NPE's – menores limites	1,50
	Todas as Concentrações NPE's – maiores limites	19,30

Pode-se notar que as incertezas em relação às restrições são bem mais críticas do que para as análises realizadas para a detecção dos NPE's, mas mesmo em condições bem críticas uma redução mínima ainda é alcançada. Quando se tem uma alta concentração dos NPE's respeitando-se as restrições estipuladas e quando as restrições são as mais severas, pode-se observar que tanto para o caso com matéria orgânica como para o sem, quem passa a restringir a minimização do consumo de água é o íon Ca, pode-se confirmar isso comparando-se as Tabelas 18 e 15.

No próximo capítulo serão apresentados às conclusões deste trabalho e algumas sugestões para futuros trabalhos.

6. CONCLUSÕES E SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

6. Conclusões e Sugestões para Trabalhos Futuros

Levando-se em conta que a indústria de celulose e papel é a maior consumidora de água dentre as indústrias químicas, o desenvolvimento de um trabalho que visa à minimização do consumo deste insumo, essencial a este tipo de indústria, se torna cada vez mais importante. O trabalho aqui apresentado, realizou um estudo do processo de branqueamento da Ripasa, visando a redução do consumo de água na etapa de lavagem por meio da reutilização.

Este trabalho consistiu no desenvolvimento de um balanço de massa, em uma planilha eletrônica, para o processo de branqueamento, o qual foi todo desenvolvido correlacionando-se as correntes do processo e aplicando-se restrições de NPE's e matéria orgânica, sendo que para esse desenvolvimento foram realizadas várias análises como concentração de NPE's, densidades e consistências nas correntes do branqueamento. Com as análises de sensibilidades das restrições e das concentrações de NPE's e após várias simulações pode-se concluir que:

- o balanço de massa aplicado à planilha eletrônica proporcionou uma análise sistemática do processo de branqueamento na indústria de papel e celulose. Esta análise mostrou que parte do efluente das máquinas de papel (água branca) pode ser usada nas prensas da lavagem da etapa de branqueamento, junto com a água fresca, reduzindo o consumo desta, com uma conseqüente redução no volume dos efluentes gerados no processo. Ressalta-se que este balanço realizado em planilha eletrônica é de fácil acesso e uso por parte da indústria e, principalmente, que pode ser facilmente manipulado para alterar as simplificações adotadas e/ou correlações utilizadas;

- com as restrições aplicadas ao balanço de massa quantificam-se as interações entre as correntes e a influência dos NPE's, podendo-se assim determinar a grande influência da matéria orgânica sobre o processo de branqueamento e conseqüentemente sobre a redução de consumo de água nessa etapa. Dos NPE's o cálcio é deles o que mais tem influência sobre o processo, já que os demais estão presentes em pequena quantidade;

6. Conclusões e Sugestões para Trabalhos Futuros

- os resultados obtidos mostraram que é possível reduzir aproximadamente 13,5% da água fresca, quando considerando a restrição da matéria orgânica e mais o de 30% quando esta restrição não é considerada. Neste caso, o cálcio transforma-se o NPE limitante;

- essa economia no consumo de água industrial, somente na linha C, corresponde a uma redução de aproximadamente 40 t/h dos efluentes das máquinas de papel (6%) enviados para tratamento, isso quando se tem a condição estipulada para as restrições e as concentrações médias para os NPE's. Já quando ampliamos isso para a hipótese sem matéria orgânica passa-se a ter uma redução de aproximadamente 15% no envio de água branca ao tratamento, ou seja uma quantidade de aproximadamente 100 t/h de água branca a menos na estação de tratamento de efluentes;

- considerando uma redução no consumo de água industrial de aproximadamente 45 m³/h, a qual pronta para a utilização na fábrica custa R\$ 0,21/m³, e que o custo para o tratamento do efluente é de R\$ 0,86/m³, pode-se alcançar uma economia na faixa de R\$ 350 mil a R\$ 420 mil por ano;

- é muito importante ressaltar que o trabalho aqui desenvolvido se deu apenas em uma das três linhas de branqueamento, logo se a mesma metodologia for ampliada às outras linhas do processo pode-se ter uma redução de no mínimo três vezes mais na redução do consumo de água;

- estas conclusões estão indicando para um possível uso da água branca, que é tecnicamente praticável, e com um tratamento especial deste efluente, para reduzir (ou para remover) a matéria orgânica dissolvida e o cálcio, a redução do consumo da água fresca pode alcançar porcentagens muito mais elevadas. Não obstante esta opção deve necessariamente passar por uma análise econômica.

Ao final deste trabalho algumas sugestões para serem realizadas por trabalhos futuros podem ser apresentadas, sendo elas:

- utilizar uma quantidade maior de dados, para uma melhor correlação dos dados do processo. Uma outra opção seria obter modelos via utilização de redes neurais, o que poderia representar melhor os dados do processo;

6. Conclusões e Sugestões para Trabalhos Futuros

- realizar um número maior e mais significativo de análises dos NPE's, com uma base maior de dados destas análises, para que possam ser feitas correlações entre as correntes dos NPE's e a de entrada da de polpa, para predizer alguns fenômenos que ocorrem durante o branqueamento;

- analisar outros parâmetros, tais como, alcalinidade, poder de incrustação e outros NPE's como Al, Mg e Cl, para uma melhor parametrização da integração mássica aqui proposta;

- avaliar os efeitos da temperatura sobre a integração das correntes;

- expandir o trabalho realizado para as outras duas linhas (linhas A e B da Ripasa), avaliando melhor o impacto sobre a etapa de branqueamento como um todo;

- como sugestão dada pela Ripasa, realizar uma análise econômica na etapa de branqueamento quando aplicadas as mudanças aqui propostas, e ao final realizar o mesmo estudo na ampliação desta metodologia em outros pontos da unidade fabril.

7. REFERÊNCIAS BIBLOGRÁFICAS

7. Referências Bibliográficas

- Alva-Argáez A. e Kokossis A. C.; **“Wastewater minimisation of industrial systems using an integrated approach”**. Computers Chemical Engineering , V. 22, p.741-744, 1998
- Arantes B. M., Miranda J. L. e Perez N.; **“Fechamento do circuito de águas do processo de fabricação de papel”**. Associação Brasileira Técnica de Celulose e Papel, Comissão técnica permanente de reciclagem, 2000
- Barros M. J. e Nozaki J.; **“Redução de poluentes das indústrias de papel e celulose pela coagulação/floculação e degradação fotoquímica”**. Química Nova, V. 25, Nº 5, p.736-740, 2002
- Bolton A. J. e Vizotto R.; **“Systems approach to reusing white water on pulp & paper machines”**. Congresso Internacional de Celulose e Papel, Sao Paulo – SP, 2000
- Bracelpa; **“Associação Brasileira de Celulose e Papel”**. www.bracelpa.org.br, acessado em 07/11/2005
- Breedveld L., Luttmmer, W. e Senhorst H.; **“Towards water system closure in the paper industry”**. Hand-out for the TWG – Pulp & Paper, p.25-27 , Seville, november 1998
- Costanzi R. N., Daniel L. A. e Reali M. A. P.; **“Tratamento de efluentes de fábrica de papel por processos físico-químicos empregando flotação por ar dissolvido e ozônio”**. XXVII Congresso Internacional de Engenharia Sanitária e Ambiental, ABES – Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental, 2000
- Del Grande M. H.; **“Racionalização do uso de água na indústria de celulose: o caso Bahia pulp”**. Dissertação apresentada ao curso de Mestrado Profissional à Escola Politécnica, Universidade Federal da Bahia – BA, 2004
- Dence C. W. e Reeve D. W.; **“Pulp bleaching principles and practice”**. Editora Tappi Press, 1996

7. Referências Bibliográficas

- El-Halwagi M. M.; **“Pollution prevention through process integration”**. Academic Press, 1997
- Emunds R. L.; **“Estudos sobre elementos não processuais no processo de produção de celulose Kraft”**. Monografia apresentada à Escola Politécnica da USP para obtenção de Título de Especialista em celulose e papel, 2004
- Fonseca J. A. V. M., Barbosa M., Pinto, N., Salan R. S., Sobrinho G. D., Brito, N. N., Coneglian. C. M. R., Tonso S. e Pelegrini R.; **“Tratamento de efluentes na indústria de papel e celulose”**. III Fórum de Estudos Contábeis, Faculdades Integradas Claretianas, Rio Claro, 2003
- Freddo A., Foelkel C. E. B., Frizzo S. M. B. e Silva M. C. M.; **“Mineral elements in woods of eucalyptus and black wattle and its influence in a bleached kraft pulp mill”**. Ciência Florestal, V. 9, Nº 1, p.193-209, Santa Maria, 1999
- Galloway L., Gleadow P., Hastings C. e Lownertz P.; **“Closed-cycle technologies for bleached kraft pulp mills”**. National Pulp Mills Research Program, Technical Report, Nº 7, CSIRO, Canberra, 1994
- Jemaa N., Thompsom R., Paleologou M. e Berry R. M.; **“Non-process elements the Kraft cycle, Part I: sources, levels and process effects”**. Pulp & Paper Canada, V. 100, Nº 9, 1999
- Keittaanniemi O. e Virkola N.; **“Amounts and behaviour of certain chemical elements in kraft pulp manufacture: Result of a Mill Scale Study”**. Paperi ja Puu, 1978
- Lacy R. A.; **“The closed-loop cycle for industrial wastewater: the future pollution solution”**. Environment international, V. 2, p.3-8,1979
- Marino S., Braker J., Carrière M. e Paris, J.; **“Recirculation of process and non-process water in an integrated newsprint mill: a case study”**. Pulp and Paper International Congress, ABTCP, 2000

7. Referências Bibliográficas

- Módenes A. N., Ravagnani M. A. A. S. e Zemp R.J.; “**Aspectos econômicos na redução de poluentes usando análise pinch**”. V Congresso Iberoamericano de Ingenieria Mecânica, Mérida, Venezuela, 2001
- Módenes A. N., Ravagnani M. A. A. S. e Menon R.; “**Minimização da emissão de poluentes utilizando a análise pinch em conjunto com técnicas de programação matemática**”. Acta Scientiarum, V. 23, Nº 6, p.1341-1349, Maringá, 2001
- MRE; “**Ministério das Relações Exteriores**”. www.mre.com.br, acessado em 07/11/2005
- Mutjé P., Pèlach M. À., Turon X. e Labidi J.; “**Análisis y Optimización de redes de agua en fabricas de papel**”. Congreso Iberoamericano de Investigación en Celulosa e Papel, CIADCYP, 2002
- Nigris T.; “**Tecnologia de fabricação de celulose**”. Escola SENAI - Instituto de Pesquisas Tecnológicas do Estado de São Paulo S.A., 2. Edição, 1988
- Parthasarathy G. e Krishnagopalan P.; “**Systematic reallocation of aqueous resouces using mass integration in a typical pulp mill**”. Advances in Environmental Research, V. 5, p.61-79, 2001
- Oliveira M. J. L.; “**Comércio exterior e meio ambiente o caso da bahia sul celulose**”. BAHIA ANÁLISE & DADOS, Salvador - BA, 2001
- Ripasa; “**Boletins de processo**”. Publicação interna, 2003
- Ripasa; www.ripasa.com.br, acessado em 07/11/2005
- Santiago P. S. S.; “**Best practices in water management in pulp and paper mill**”. 35^o. Congresso e Exposição Anual de Celulose e Papel, ABTCP, 2002
- Saturnino D. M. ; “**Redução dos teores dos íons cloreto e potássio na unidade de recuperação do licor negro das indústrias de papel e celulose**”. Dissertação de Mestrado apresentada ao Curso de Pós-

7. Referências Bibliográficas

Graduação em Engenharia Química da Universidade Federal de Minas Gerais- MG, 2003

- Savulescu L., Poulin B., Hammache A. e Bédard S.; “**Water and energy at a Kraft paperboard mill using process integration**”. CANMET Energy Diversification Research Laboratory Natural Resources Canada, Varennes – Quebec, 1999
- Silva M. R.; “**Seqüências de branqueamento de celulose kraft para processos em circuito fechado**”. Dissertação de Mestrado apresentada à Universidade Federal de Viçosa - MG, 1997
- Stratton S. C., Gleadow P. L. e Johnson A. P.; “**Pulp mill process closure: a review of global technology developments and mill experiences in the 1990’s**”. Water Science and Technology, V. 50, Nº 3, p183-194, 2004
- Takama N., Kuriyama T., Shiroko K. e Umeda T.; “**Optimal water allocation in a petroleum refinery**”. Computers and Chemical Engineering, V. 4, Nº 4, p251-258, 1980
- Tripathi P.; “**Pinch technology reduces wastewater**”. Chemical Engineering, V.8, p 87-90, 1996
- Wang Y. P. e Smith R.; “**Wastewater minimization**”. Chemical Engineering Science, V. 49 Nº 7; p. 981-1006, 1994

GLOSSÁRIO

CELULOSE: Nas fibras vegetais, é a substância que determina o caráter da fibra e permite seu uso na fabricação de papel. A celulose é um carboidrato composto por carbono, oxigênio e hidrogênio. É também um polissacarídeo, contendo muitas moléculas de açúcar. Sua fórmula química é $(C_6H_{10}O_5)^n$, sendo n o número de unidades repetitivas de açúcar ou grau de polimerização (DP). Os elos poliméricos da síntese da celulose fazem com que suas moléculas sejam lineares; conseqüentemente elas se combinam formando segmentos longos, dando origem a poderosas forças associativas que são responsáveis pela grande resistência dos materiais celulósicos (**Dence e Reeve, 1996**).

HEMICELULOSE: As hemiceluloses são polímeros formados de cinco diferentes açúcares: HEXOSES (glucose, manose, galactose) e PENTOSES (xylose e arabinose) (**Dence e Reeve, 1996**). Elas são facilmente degradadas e dissolvidas (em comparação com a celulose), de forma que a porcentagem delas na pasta celulósica resultante é sempre menor do que na madeira original.

LIGNINA: O termo holocelulose se refere ao conteúdo total de carboidratos das fibras: celulose e hemicelulose. Além disso, os materiais lenhosos contêm também uma substância amorfa, altamente polimerizada chamada lignina. Ela é responsável pela formação da lamela média (camada externa das fibras), que "cimentam" as fibras juntas.

Os processos de polpação visam, sobretudo, a ruptura de suas ligações para libertar as fibras celulósicas (**Dence e Reeve, 1996**).

EXTRATIVOS: Outras substâncias, além de lignina e holocelulose também se encontram presentes nas fibras vegetais, dependendo da origem da planta: ácidos resinosos, ácidos graxos, ácidos voláteis, óleos voláteis, esteróides, insaponificáveis, alcoóis polihidroxilados, carboidratos solúveis, compostos aromáticos e outros (**Dence e Reeve, 1996**).

NÃO EXTRATIVOS: Alguns compostos inorgânicos estão presentes na madeira em teores inferiores a 1% : sulfatos, fosfatos, oxalatos, carbonatos e silicatos de sódio, e de potássio e de magnésio, sendo possível à presença de um grande número de elementos em quantidades muito pequenas. Estes compostos possuem funções fisiológicas, sendo importantes para o metabolismo da planta.

CARGA DE ÁLCALI: é a quantidade de químicos NaOH e Na₂S proporcional à quantidade de madeira que ingressará no licor de cozimento. A taxa de adição varia

bastante de fábrica para fábrica. Usualmente, esta taxa (L/M) é expressa como porcentagem de álcali ativo (AA) em relação a madeira ou porcentagem de álcali efetivo (AE) em relação à madeira.

SULFIDEZ: a presença de sulfeto acelera a deslignificação, permitindo obter polpas com fibras mais resistentes para um mesmo grau de deslignificação. A sulfidez é expressa percentualmente em relação ao álcali ativo e utiliza-se normalmente uma sulfidez de até 30% para coníferas e 20% para folhosas;

FATOR H: É uma variável que relaciona a temperatura e o tempo de cozimento, utilizado freqüentemente como variável de controle. Cozimentos com diferentes combinações de tempo e temperatura para um mesmo fator H e com as demais condições constantes, devem produzir pastas com teor de lignina e rendimento semelhantes.

NÚMERO KAPPA: o quanto de solução de permanganato de potássio (0,1 N) que é consumido por 1 g de pasta celulósica absolutamente seca, sob determinadas condições e corrigidas para um consumo reativo de 50% de permanganato. Ao se variar a quantidade de amostras e efetuar uma correção no cálculo final, baseados em valores determinados experimentalmente, obtém-se um valor correspondente àquele com um excesso definido de permanganato no final da reação. Este resultado experimental é expresso como o número kappa.

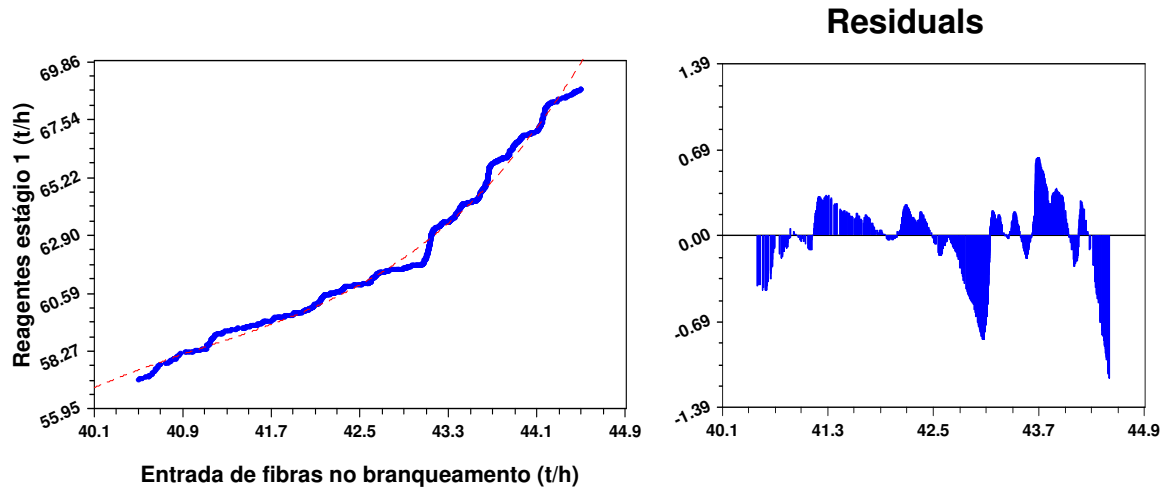
CONTEÚDO DE LIGNINA: A avaliação do conteúdo de lignina é uma forma de avaliar a branqueabilidade das polpas. Nos estágios preliminares de branqueamento, observa-se a diminuição do conteúdo de lignina. O conteúdo de lignina não é medido diretamente, mede-se através da reação da polpa com alguns reagentes químicos (ex.: permanganato de potássio, hipoclorito, cloro).

O número Kappa é usado como teste de rotina, no controle dos estágios de deslignificação, isto é tratamento com oxigênio ou cloro e extração alcalina.

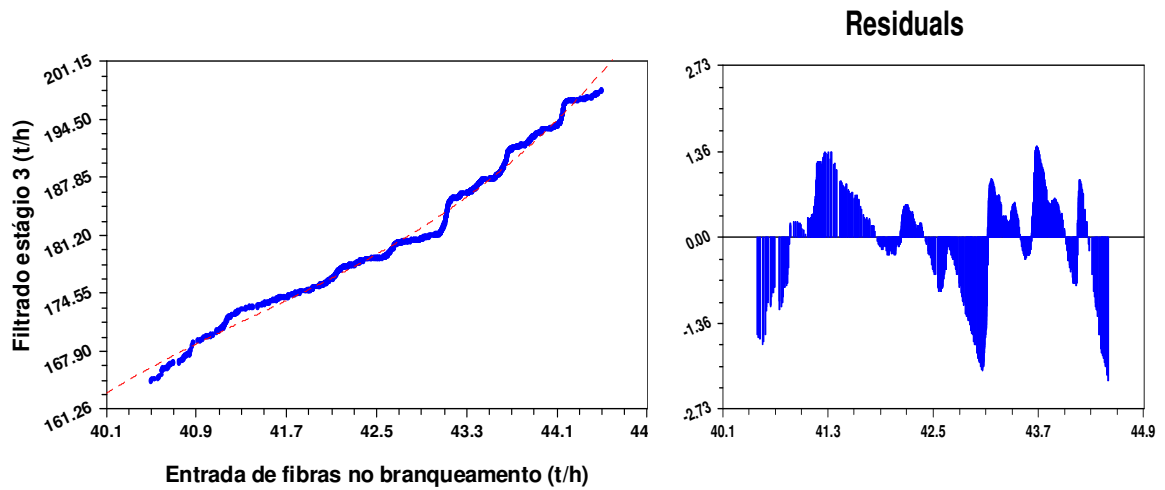
ALVURA: É um ensaio em que se mede a reflectância da luz sobre as fibras, e a interação da luz em relação às fibras. A alvura é a reflectividade de uma amostra comparada a reflectividade de um padrão especificado usando luz na faixa do azul (457 nm) (**Dence e Reeve, 1996**). A medida de alvura é usada como controle de rotina.

ANEXO 1
GRÁFICOS DAS CORRELAÇÕES

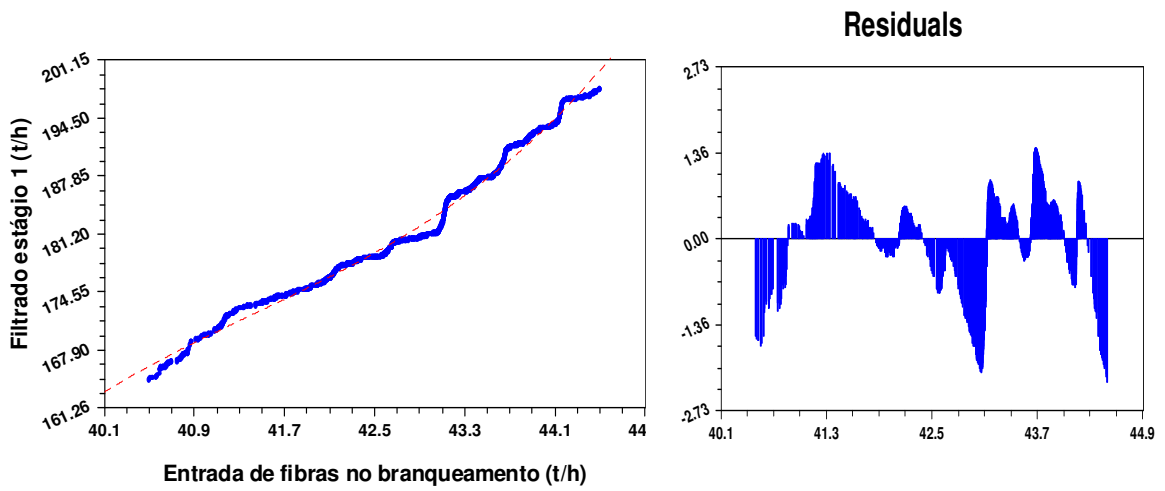
Estágio 1:



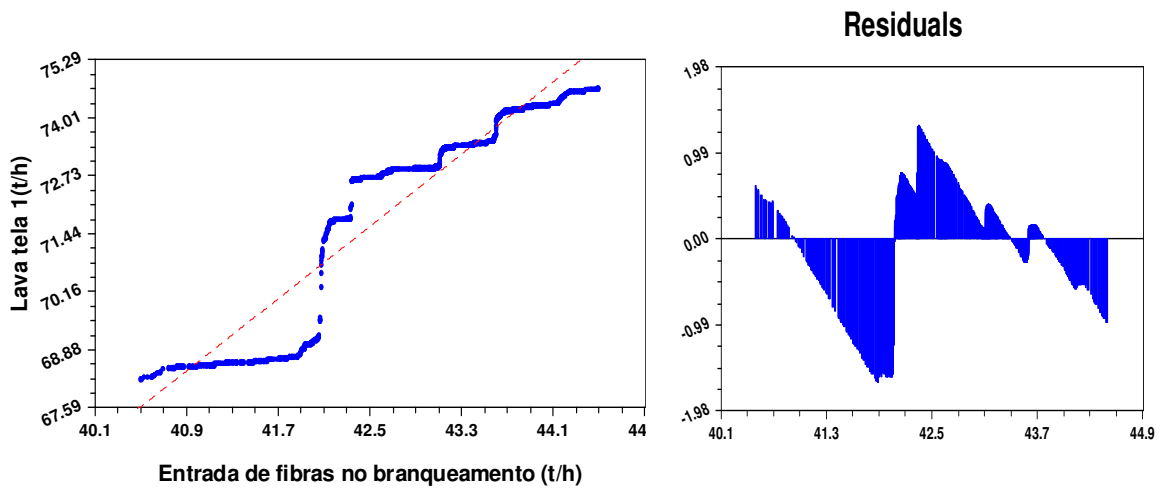
Estágio 1 : Entrada de fibras no branqueamento x Reagentes químicos estágio 1.



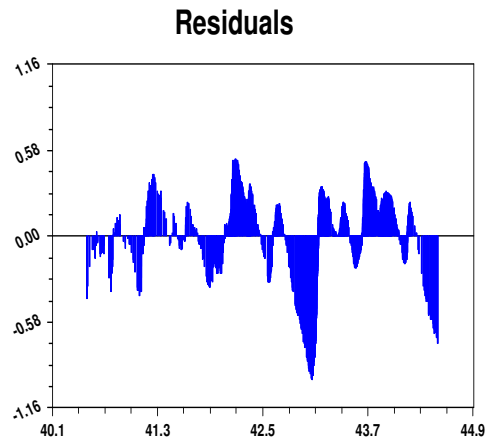
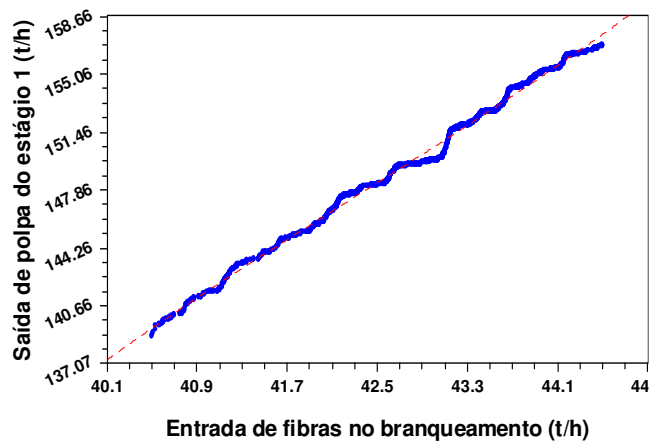
Estágio 1 : Entrada de fibras no branqueamento x Filtrado estágio 3 de lavagem estágio 1.



Estágio 1 : Entrada de fibras no branqueamento x Filtrado para diluição estágio 1.

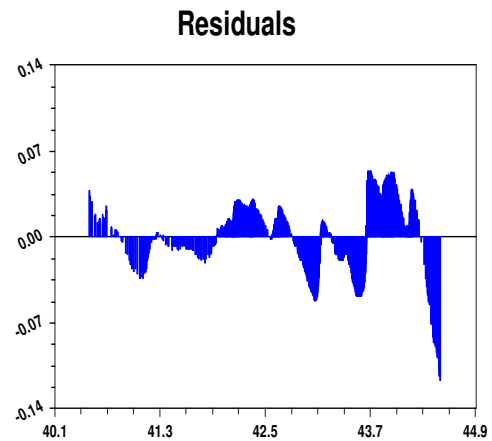
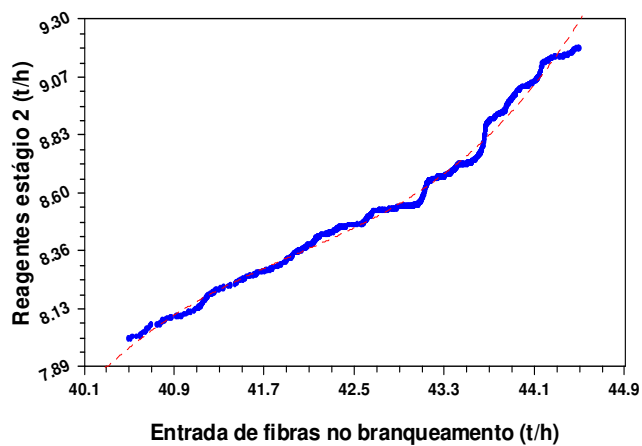


Estágio 1 : Entrada de fibras no branqueamento x Lava tela estágio 1.

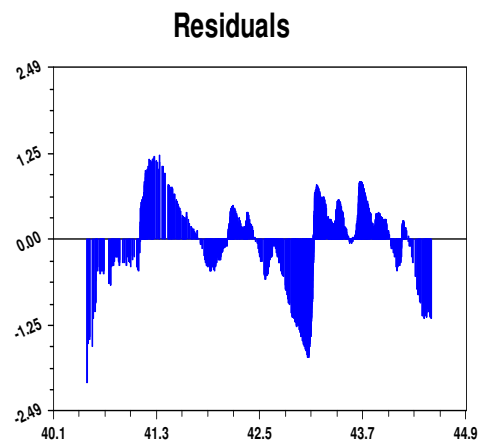
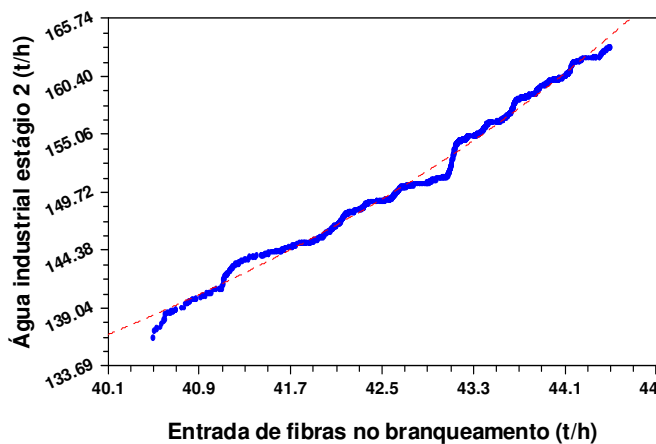


Estágio 1 : Entrada de fibras no branqueamento x Saída de polpa do estágio 1

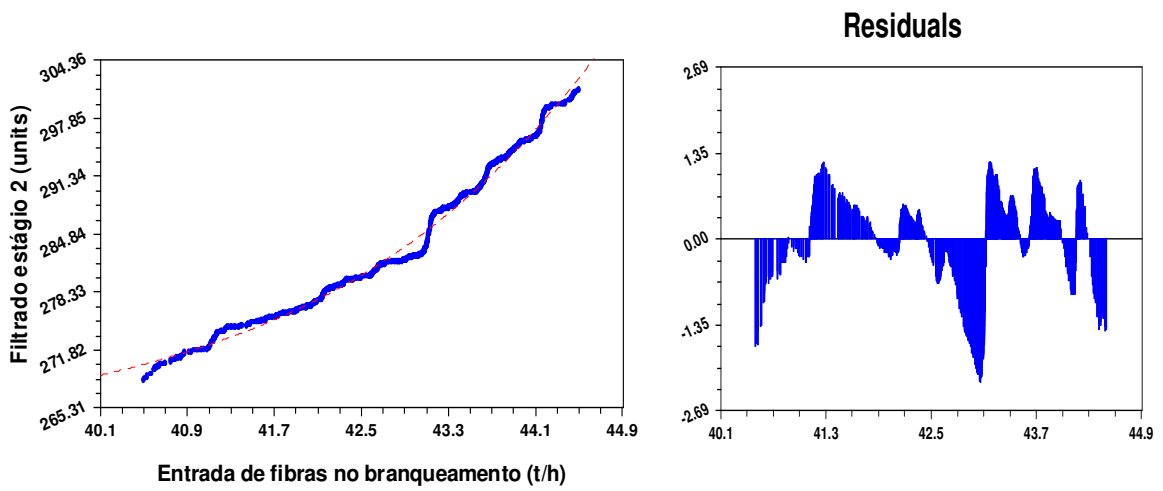
Estágio 2:



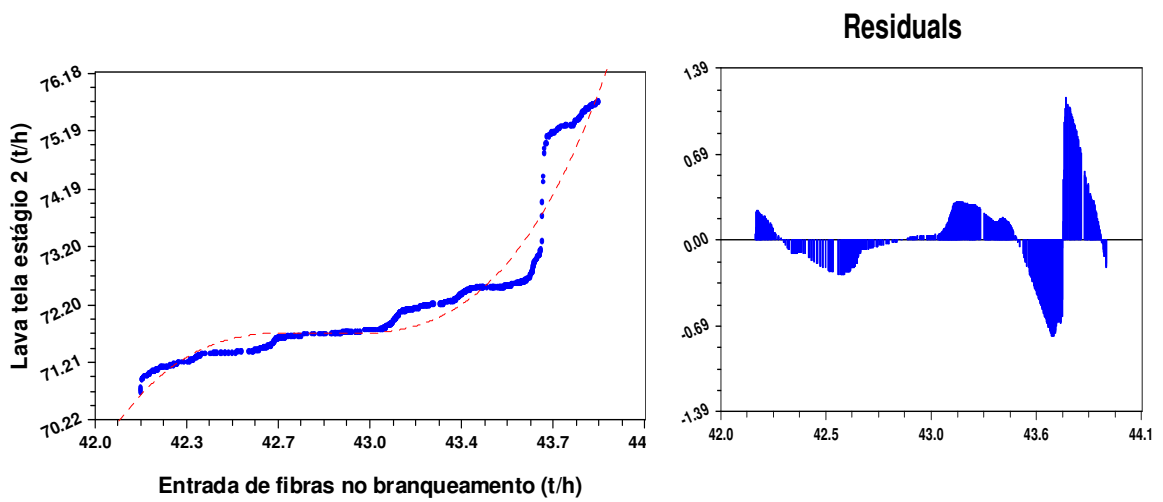
Estágio 2 : Entrada de fibras no branqueamento x Reagentes químicos estágio 2.



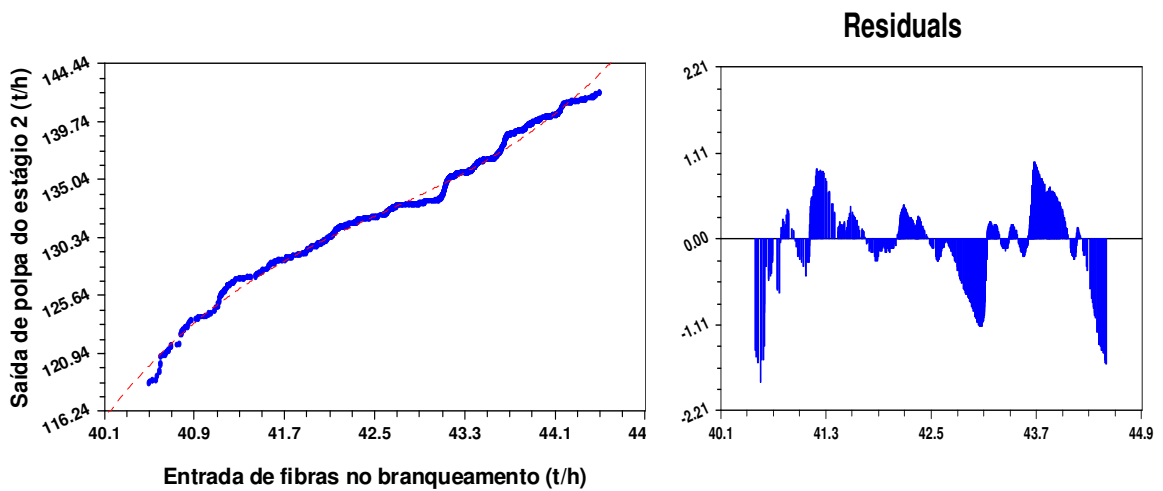
Estágio 2 : Entrada de fibras no branqueamento x Água industrial de lavagem estágio 2.



Estágio 2 : Entrada de fibras no branqueamento x Filtrado para diluição estágio 2.

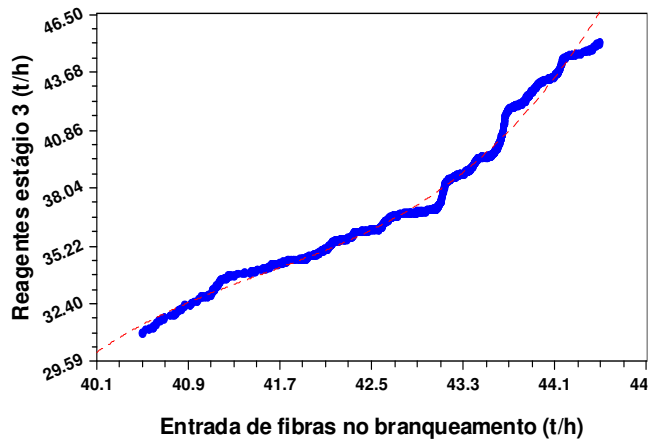


Estágio 2 : Entrada de fibras no branqueamento x Lava tela estágio 2.

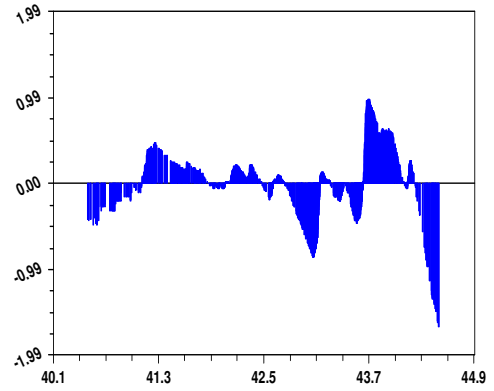


Estágio 2 : Entrada de fibras no branqueamento x Saída de polpa do estágio 2.

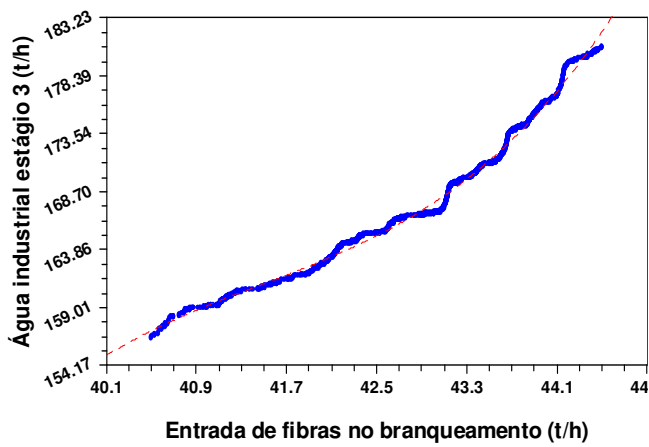
Estágio 3:



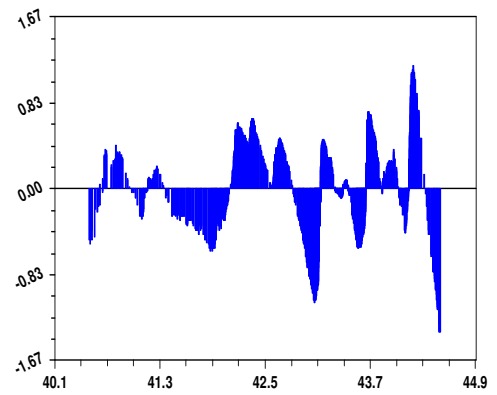
Residuals



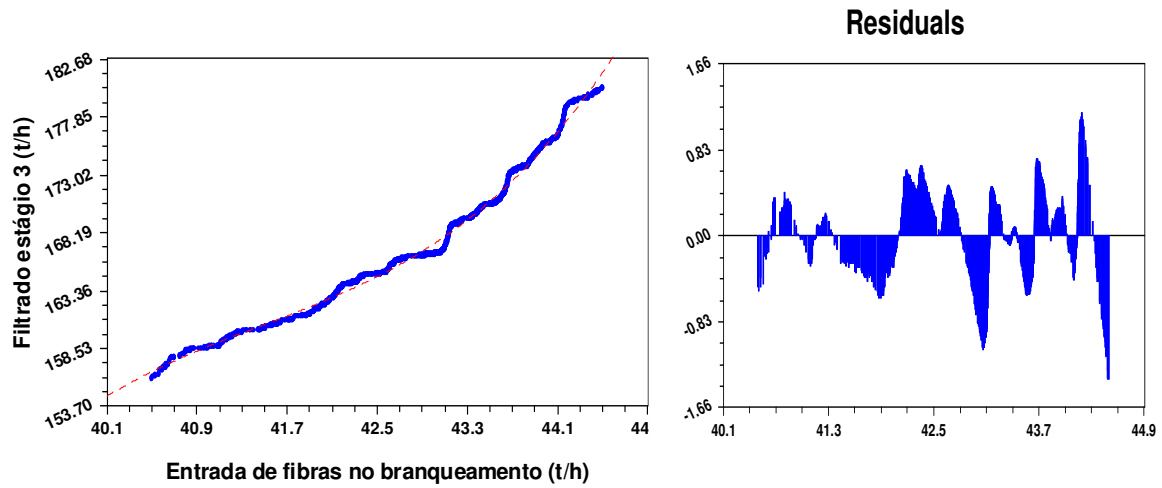
Estágio 3 : Entrada de fibras no branqueamento x Reagentes químicos estágio 3.



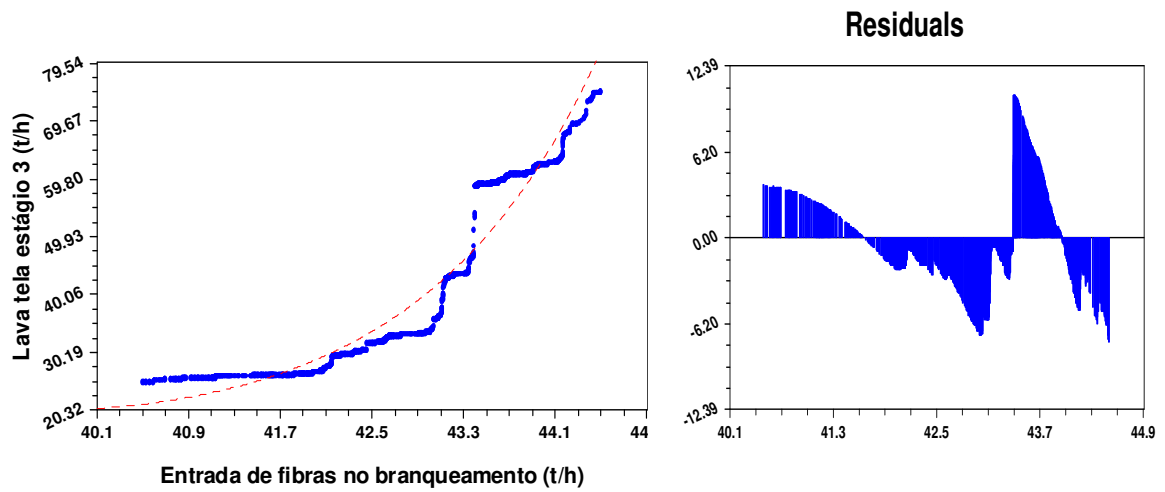
Residuals



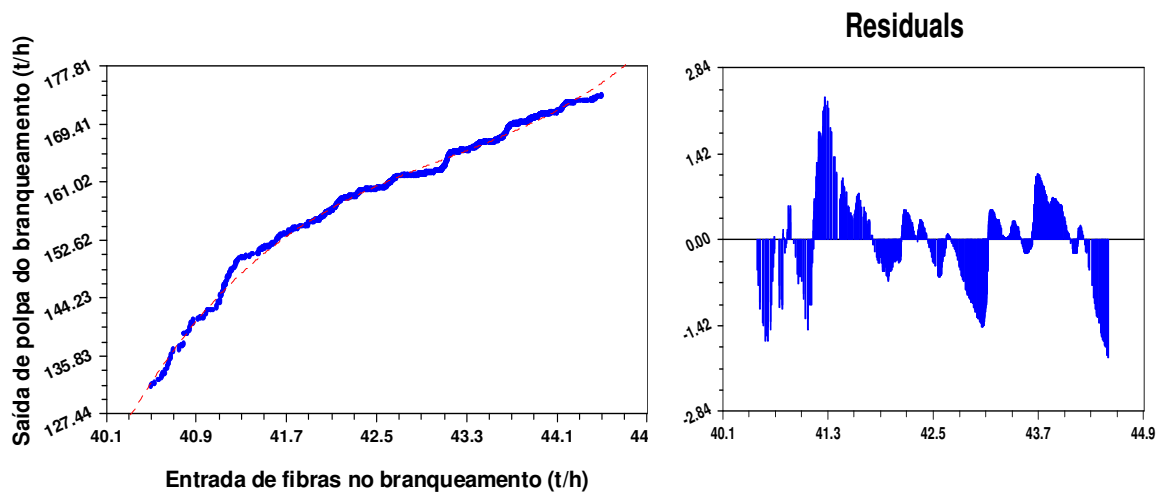
Estágio 3 : Entrada de fibras no branqueamento x Água industrial de lavagem estágio 3.



Estágio 3 : Entrada de fibras no branqueamento x Filtrado para diluição estágio 3.



Estágio 3 : Entrada de fibras no branqueamento x Lava tela estágio 3.



Estágio 3 : Entrada de fibras no branqueamento x Saída de polpa do branqueamento.

ANEXO 2
MEMÓRIA DE CÁLCULO DO
BALANÇO DE MASSA

Estágio Dual D (1) Figura 13

Admitiu-se que a polpa é constituída pelas fibras de celulose e uma solução contendo todos os elementos não fibrosos do processo. Além disso, define-se consistência como a percentagem de fibras presentes na polpa.

$$\dot{m}_n = \dot{f}_n + \dot{s}_n$$

$$\dot{C}_n = \frac{100\dot{f}_n}{\dot{m}_n}$$

$$\dot{f}_n = \frac{\dot{m}_n \cdot C_n}{100}$$

Sendo que n representa as correntes dos estágios de branqueamento:

\dot{m}_n = Vazão mássica total da corrente n do processo.

\dot{f}_n = Vazão mássica de fibras da corrente n.

\dot{s}_n = Vazão mássica de solução da corrente n.

C_n = Consistência da corrente n

Adotando-se como base de cálculo uma vazão total de entrada na linha 1 igual a 150 t/h, com uma consistência de 27,843% (valores médios de processo), aplicando-se a Equação 3, tem-se:

$$\dot{f}_1 = \frac{\dot{m}_1 \cdot C_1}{100} = \frac{150 \cdot 27,843}{100} = 41,7645 \quad \text{t/h}$$

A partir do valor da vazão mássica de fibras na entrada do 1º Estágio é possível aplicar as correlações apresentadas na Tabela 11, obtendo-se:

$$\dot{m}_2 = 59,44 \text{ t/h}$$

$$\dot{m}_3 = 349,25 \text{ t/h}$$

$$\dot{m}_7 = 70,13 \text{ t/h}$$

$$\dot{m}_9 = 145,04 \text{ t/h}$$

Estimou-se que há uma perda de 0,5% da vazão de alimentação de entrada em cada etapa do estágio, na forma de gases, obtendo-se:

$$\dot{m}_4 = (\dot{m}_1 + \dot{m}_2 + \dot{m}_3) \cdot 0,005$$

$$\dot{m}_8 = (\dot{m}_5 + \dot{m}_6 + \dot{m}_7) \cdot 0,005$$

Aplicando-se os valores obtidos tem-se:

$$\dot{m}_4 = (150 + 59,44 + 349,25) \cdot 0,005 = 2,79 \text{ t/h}$$

Fazendo-se o balanço de massa para o tratamento químico 1 temos:

$$\dot{m}_5 = (\dot{m}_1 + \dot{m}_2 + \dot{m}_3) - \dot{m}_4 = (150 + 59,44 + 349,25) - 2,79 = 555,90 \text{ t/h}$$

Aplicando-se os valores de vazão mássica tem-se:

$$\dot{m}_8 = (555,90 + 167,46 + 70,13) \cdot 0,005 = 3,97 \text{ t/h}$$

Fazendo-se o balanço de massa para a prensa 1:

$$\dot{m}_{10} = (\dot{m}_5 + \dot{m}_6 + \dot{m}_7) - (\dot{m}_8 + \dot{m}_9)$$

$$\dot{m}_{10} = (555,90 + 167,46 + 70,13) - (3,97 + 145,04) = 644,49 \text{ t/h}$$

Fazendo-se o balanço de massa para o tanque de filtrado 1:

$$\dot{m}_{11} = \dot{m}_{10} - (\dot{m}_3 + \dot{m}_7) = 644,49 - (349,25 + 70,13) = 219,63 \text{ t/h}$$

Realizou-se um balanço de massa somente para as fibras para cada etapa do estágio. Para o tratamento químico 1 tem-se:

$$\dot{m}_5 \cdot C_5 = \dot{m}_1 \cdot C_1 + \dot{m}_3 \cdot C_3$$

Com base em dados de processo, estipulou-se que 1,5% das fibras da corrente oriunda do tratamento químico somado às fibras da corrente lava tela compõem a corrente de filtrado da prensa. Assim:

$$\dot{m}_{10} \cdot C_{10} = 0,015 \cdot \dot{m}_5 \cdot C_5 + \dot{m}_7 \cdot C_7$$

As consistências das correntes 3, 7 e 11 são iguais à da corrente 10, pois são derivadas desta. Assim:

$$C_5 = \frac{\dot{m}_1 \cdot C_1}{\dot{m}_5 \cdot \left(1 - \frac{0,015 \cdot \dot{m}_3}{\dot{m}_{10} \cdot \dot{m}_7} \right)}$$

Para as consistências das correntes 3 e 5 tem-se:

$$C_5 = 7,58\%$$

$$C_3 = C_7 = C_{10} = C_{11} = 0,11\%$$

Outro balanço para a vazão de fibras pode ser realizado na prensa 5:

$$\dot{m}_5 \cdot C_5 + \dot{m}_6 \cdot C_6 + \dot{m}_7 \cdot C_7 = \dot{m}_9 \cdot C_9 + \dot{m}_{10} \cdot C_{10}$$

Ao final dessa memória de cálculo tem-se a resolução de um sistema para se determinar a consistência das correntes.

Estágio EOP (2) Figura 14

Aplicando-se as correlações dadas na Tabela 11, tendo como variável independente a corrente 1, determinaram-se:

$$\dot{m}_{12} = 8,30 \text{ t/h} \quad \dot{m}_{13} = 275,56 \text{ t/h} \quad \dot{m}_{16} = 144,77 \text{ t/h} \quad \dot{m}_{17} = 67,73 \text{ t/h} \quad \dot{m}_{19} = 129,27 \text{ t/h}$$

Estimou-se que há uma perda de 0,5% da vazão total de entrada em cada etapa do estágio, na forma de gases, obtendo-se seguintes equações.

$$\dot{m}_{14} = (\dot{m}_9 + \dot{m}_{12} + \dot{m}_{13}) \cdot 0,005$$

$$\dot{m}_{18} = (\dot{m}_{15} + \dot{m}_{16} + \dot{m}_{17}) \cdot 0,005$$

Aplicando-se os valores de vazão mássica obtidos:

$$\dot{m}_{14} = (145,04 + 8,30 + 275,56) \cdot 0,005 = 2,14 \text{ t/h}$$

Fazendo-se o balanço de massa para o tratamento químico 2 tem-se:

$$\dot{m}_{15} = (\dot{m}_9 + \dot{m}_{12} + \dot{m}_{13}) - \dot{m}_{14} = (145,04 + 8,30 + 275,56) - 2,14 = 426,77 \text{ t/h}$$

Aplicando-se os valores de vazão mássica:

$$\dot{m}_{18} = (426,77 + 144,77 + 67,73) \cdot 0,005 = 3,20 \text{ t/h}$$

Fazendo-se o balanço de massa para a prensa 2 tem-se:

$$\dot{m}_{20} = (\dot{m}_{15} + \dot{m}_{16} + \dot{m}_{17}) - (\dot{m}_{18} + \dot{m}_{19})$$

$$\dot{m}_{20} = (426,77 + 144,77 + 67,73) - (3,20 + 129,27) = 506,80 \text{ t/h}$$

Fazendo-se o balanço de massa para o tanque de filtrado 2:

$$\dot{m}_{21} = \dot{m}_{20} - (\dot{m}_{13} + \dot{m}_{17}) = 506,80 - (275,56 + 67,73) = 163,51 \text{ t/h}$$

Pelo balanço de massa para as fibras para o tratamento químico 2:

$$\dot{m}_{15} \cdot C_{15} = \dot{m}_9 \cdot C_9 + \dot{m}_{13} \cdot C_{13}$$

Com base em dados de processo estipulou-se que 1,5% das fibras da corrente oriunda do tratamento químico somado às fibras da corrente lava tela compõem a corrente de filtrado da prensa:

$$\dot{m}_{20} \cdot C_{20} = 0,015 \cdot \dot{m}_{15} \cdot C_{15} + \dot{m}_{17} \cdot C_{17}$$

Outro balanço para a vazão de fibras pode ser realizado na prensa 6:

$$\dot{m}_{15} \cdot C_{15} + \dot{m}_{17} \cdot C_{17} = \dot{m}_{19} \cdot C_{19} + \dot{m}_{20} \cdot C_{20}$$

Mais adiante será feita uma resolução de um sistema para se determinar a consistência das correntes.

Estágio D (3) Figura 15

A partir do valor da vazão mássica de fibras na entrada do Estágio Dual D é possível aplicar as correlações dadas na Tabela 11, obtendo-se:

$$\dot{m}_{22} = 34,29 \text{ t/h} \quad \dot{m}_{23} = 161,48 \text{ t/h} \quad \dot{m}_{26} = 161,97 \text{ t/h} \quad \dot{m}_{27} = 27,03 \text{ t/h} \quad \dot{m}_{29} = 153,87 \text{ t/h}$$

Estimou-se que há uma perda de 0,5% da vazão total de entrada em cada etapa do estágio, na forma de gases, obtendo-se:

$$\dot{m}_{24} = (\dot{m}_{19} + \dot{m}_{22} + \dot{m}_{23}) \cdot 0,005$$

$$\dot{m}_{28} = (\dot{m}_{25} + \dot{m}_{26} + \dot{m}_{27}) \cdot 0,005$$

Aplicando-se os valores de vazão mássica obtidos:

$$\dot{m}_{24} = (153,87 + 34,29 + 161,48) \cdot 0,005 = 1,63 \text{ t/h}$$

Fazendo-se o balanço de massa para o tratamento químico 3 tem-se:

$$\dot{m}_{25} = (\dot{m}_{19} + \dot{m}_{22} + \dot{m}_{23}) - \dot{m}_{24}$$

$$\dot{m}_{25} = (153,87 + 34,29 + 161,48) - 1,63 = 323,41 \text{ t/h}$$

Aplicando-se os valores de vazão mássica obtidos tem-se:

$$\dot{m}_{28} = (323,41 + 161,97 + 27,03) \cdot 0,005 = 2,56 \text{ t/h}$$

Fazendo-se o balanço de massa para a prensa 3:

$$\dot{m}_{30} = (\dot{m}_{25} + \dot{m}_{26} + \dot{m}_{27}) - (\dot{m}_{28} + \dot{m}_{29})$$

$$\dot{m}_{30} = (323,41 + 161,97 + 27,03) - (2,56 + 153,87) = 355,97 \text{ t/h}$$

Fazendo-se o balanço de massa para o tanque de filtrado 3:

$$\dot{m}_6 = \dot{m}_{30} - (\dot{m}_{23} + \dot{m}_{27}) = 355,97 - (161,48 + 27,03) = 167,46 \text{ t/h}$$

Pelo balanço de massa para as fibras para o tratamento químico 3 temos:

$$\dot{m}_{25} \cdot C_{25} = \dot{m}_{19} \cdot C_{19} + \dot{m}_{23} \cdot C_{23}$$

Com base em dados de processo estipulou-se que 1,5% das fibras da corrente oriunda do tratamento químico somado às fibras da corrente lava tela compõem a corrente de filtrado da prensa. Assim, temos:

$$\dot{m}_{30} \cdot C_{30} = 0,015 \cdot \dot{m}_{25} \cdot C_{25} + \dot{m}_{27} \cdot C_{27}$$

Outro balanço para a vazão de fibras pode ser realizado na prensa 1:

$$\dot{m}_{25} \cdot C_{25} + \dot{m}_{27} \cdot C_{27} = \dot{m}_{29} \cdot C_{29} + \dot{m}_{30} \cdot C_{30}$$

Um sistema de sete equações envolvendo a consistência de sete correntes foi resolvido através de uma planilha eletrônica, obtendo-se:

$$C_6 = C_{23} = C_{27} = C_{30} = 0,19 \%$$

$$C_9 = 28,84 \%$$

$$C_{13} = C_{17} = C_{20} = C_{21} = 0,14 \%$$

$$C_{15} = 9,90 \%$$

$$C_{19} = 32,18 \%$$

$$C_{25} = 12,96 \%$$

$$C_{29} = 26,83 \%$$

As correntes 2, 4, 8, 12, 14, 16, 18, 22, 24, 26 e 28 não transportam fibras, ou seja, possuem consistência nula e conseqüentemente vazão mássica de fibras nula. Para o cálculo da vazão mássica de fibras das demais correntes:

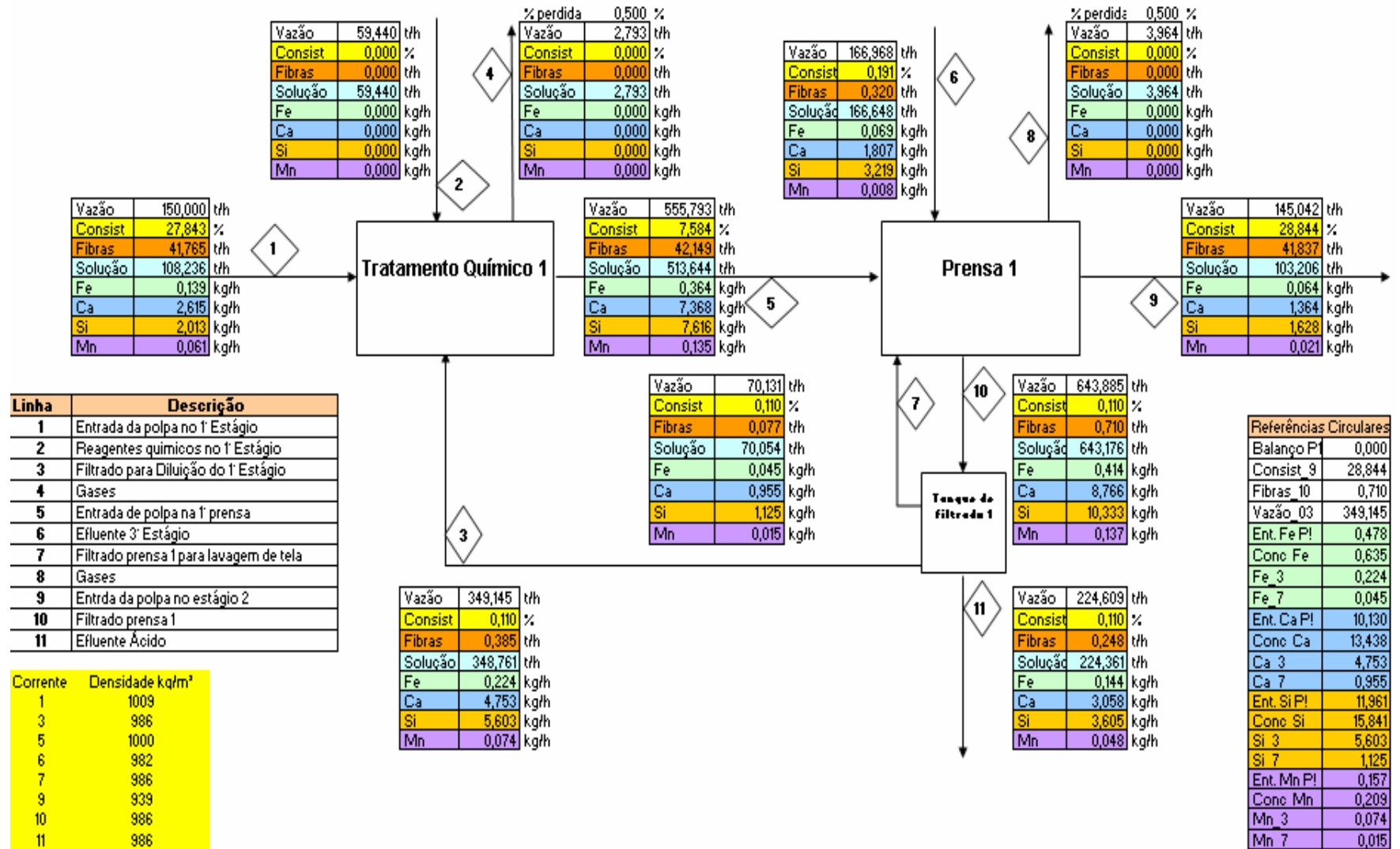
$\dot{f}_3 = 0,38 \text{ t/h}$	$\dot{f}_5 = 42,14 \text{ t/h}$	$\dot{f}_6 = 0,32 \text{ t/h}$	$\dot{f}_7 = 0,08 \text{ t/h}$
$\dot{f}_9 = 41,83 \text{ t/h}$	$\dot{f}_{10} = 0,71 \text{ t/h}$	$\dot{f}_{11} = 0,24 \text{ t/h}$	$\dot{f}_{13} = 0,39 \text{ t/h}$
$\dot{f}_{15} = 42,25 \text{ t/h}$	$\dot{f}_{17} = 0,09 \text{ t/h}$	$\dot{f}_{19} = 41,60 \text{ t/h}$	$\dot{f}_{20} = 0,71 \text{ t/h}$
$\dot{f}_{21} = 0,23 \text{ t/h}$	$\dot{f}_{23} = 0,31 \text{ t/h}$	$\dot{f}_{25} = 41,91 \text{ t/h}$	$\dot{f}_{27} = 0,05 \text{ t/h}$
$\dot{f}_{29} = 41,28 \text{ t/h}$	$\dot{f}_{30} = 0,68 \text{ t/h}$		

Já para o cálculo das vazões de solução para as correntes:

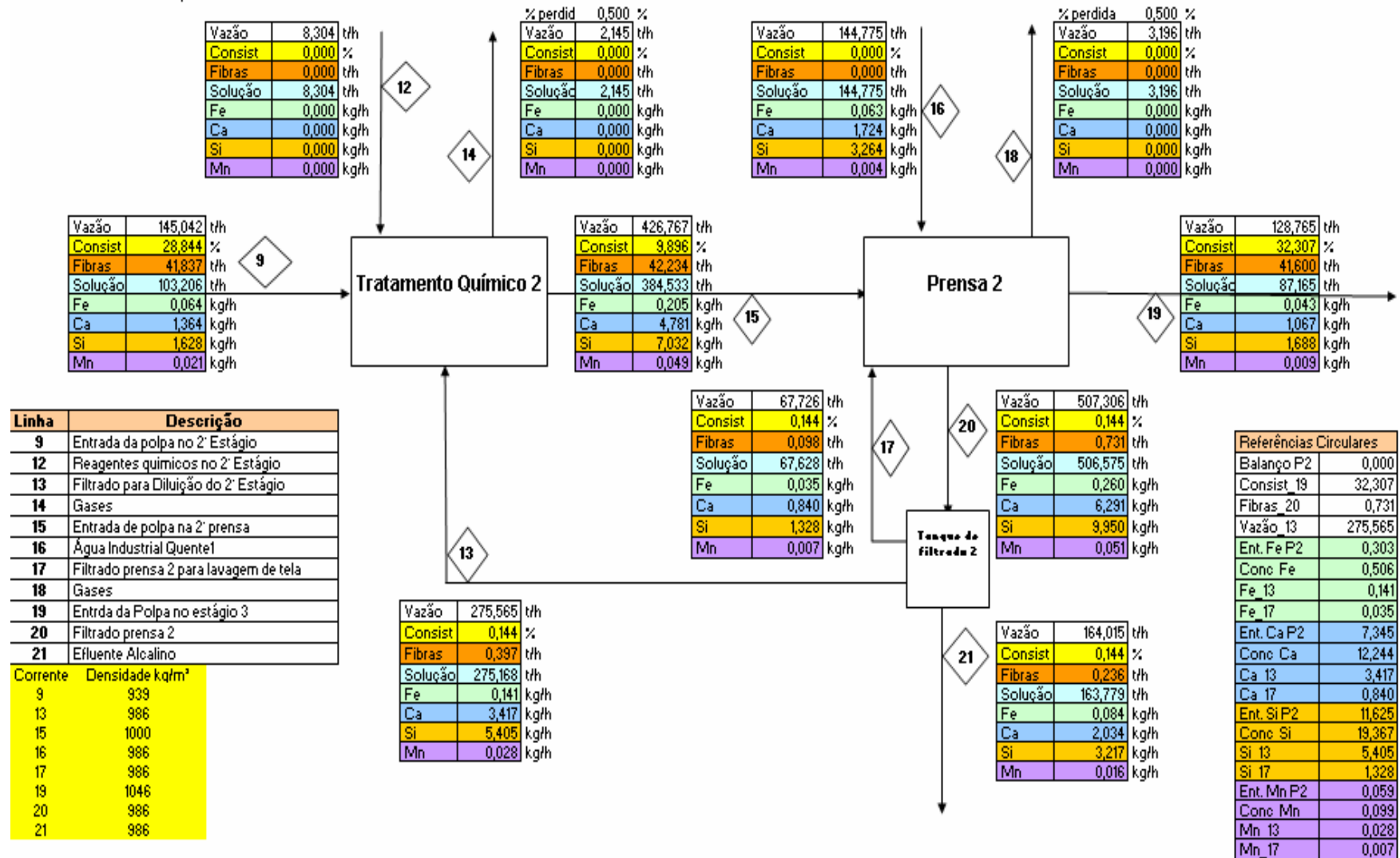
$\dot{s}_1 = 108,24 \text{ t/h}$	$\dot{s}_2 = 59,44 \text{ t/h}$	$\dot{s}_3 = 348,87 \text{ t/h}$	$\dot{s}_4 = 2,79 \text{ t/h}$	$\dot{s}_5 = 513,76 \text{ t/h}$
$\dot{s}_6 = 167,14 \text{ t/h}$	$\dot{s}_7 = 70,05 \text{ t/h}$	$\dot{s}_8 = 3,97 \text{ t/h}$	$\dot{s}_9 = 103,21 \text{ t/h}$	$\dot{s}_{10} = 643,78 \text{ t/h}$
$\dot{s}_{11} = 219,39 \text{ t/h}$	$\dot{s}_{12} = 8,30 \text{ t/h}$	$\dot{s}_{13} = 275,17 \text{ t/h}$	$\dot{s}_{14} = 2,14 \text{ t/h}$	$\dot{s}_{15} = 384,52 \text{ t/h}$
$\dot{s}_{16} = 144,77 \text{ t/h}$	$\dot{s}_{17} = 67,64 \text{ t/h}$	$\dot{s}_{18} = 3,20 \text{ t/h}$	$\dot{s}_{19} = 87,67 \text{ t/h}$	$\dot{s}_{20} = 506,09 \text{ t/h}$
$\dot{s}_{21} = 163,28 \text{ t/h}$	$\dot{s}_{22} = 34,29 \text{ t/h}$	$\dot{s}_{23} = 161,17 \text{ t/h}$	$\dot{s}_{24} = 1,63 \text{ t/h}$	$\dot{s}_{25} = 281,50 \text{ t/h}$
$\dot{s}_{26} = 161,97 \text{ t/h}$	$\dot{s}_{27} = 26,98 \text{ t/h}$	$\dot{s}_{28} = 2,56 \text{ t/h}$	$\dot{s}_{29} = 112,59 \text{ t/h}$	$\dot{s}_{30} = 355,29 \text{ t/h}$

ANEXO 3
PLANILHA COM BALANÇO DE
MASSA COMPLETO

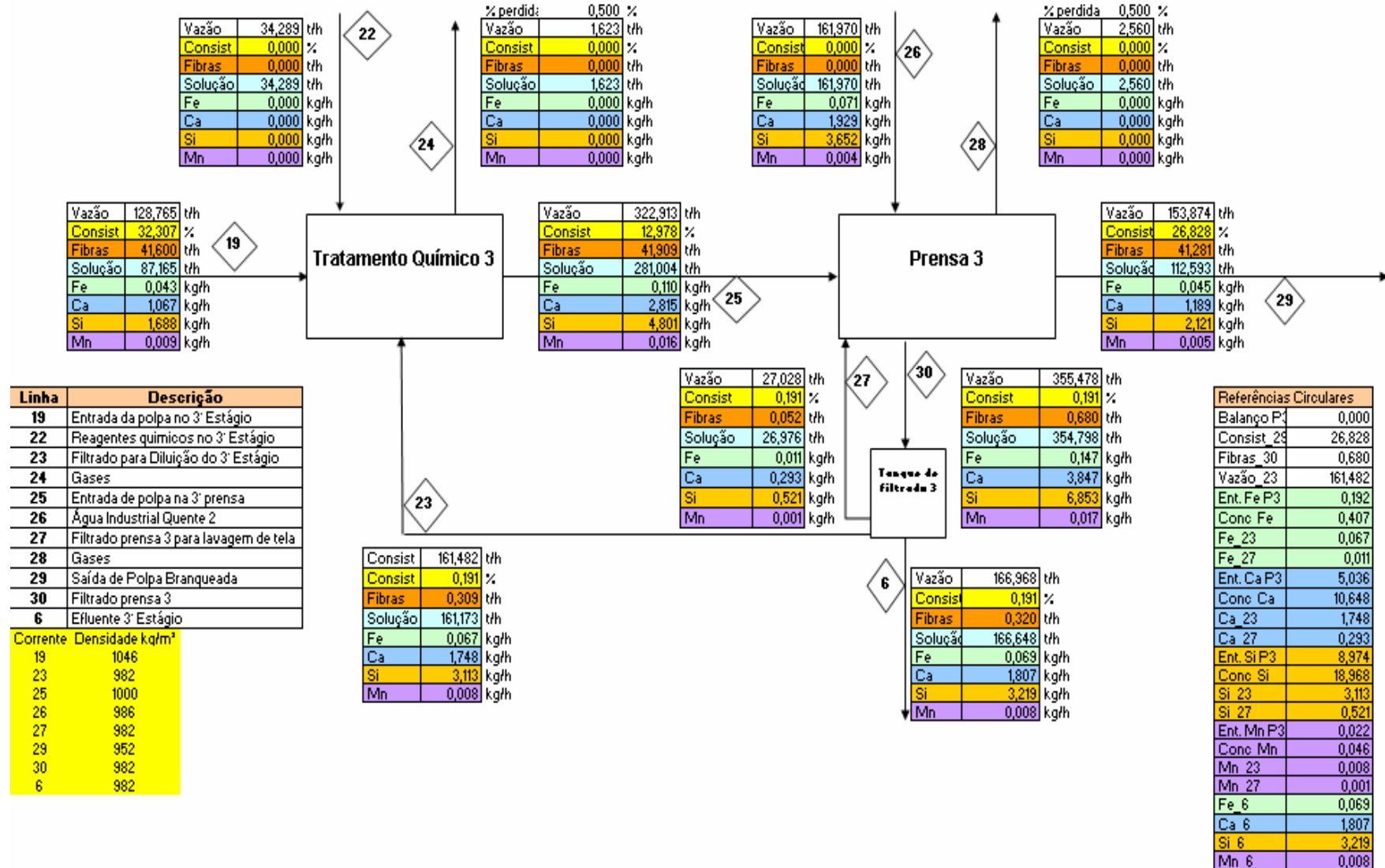
Estágio 1:



Estágio 2:



Estágio 3:



ANEXO 4
MEMÓRIA DE CÁLCULO DO
BALANÇO PARA O Fé

Define-se como base de cálculo as condições usando-se as restrições estipuladas ao processo (Tabela 12) e as concentrações médias de NPE's fornecidas pela Central Analítica (Tabela 10). Para as vazões de entrada de polpa, será utilizado o valor anteriormente estipulado (150 t/ h de polpa). Sendo assim, inicialmente faz-se um balanço no tanque de mistura (ver figura 18).

Utilizando-se as equações 32 a 36 anteriormente descritas e com os valores dados pelas Tabelas 10 tem-se:

$$\dot{m}Fe_{31} = 0,087 \text{ kg/h} \quad \text{para uma vazão de solução de } \dot{s}_{31} = 265,078 \text{ t/h};$$

$$\dot{m}Fe_{32} = 0,054 \text{ kg/h} \quad \text{para uma vazão de solução de } \dot{s}_{32} = 41,667 \text{ t/h}.$$

Sendo essas vazões as de entrada no tanque de mistura. Com elas vazões pode-se determinar a concentração resultante para essa corrente de água de lavagem ($Conc_{FeR.A.}$).

$$Conc_{FeR.A.} = 0,0462 \text{ mg/L}$$

Logo as vazões de Fe nas correntes de lavagem dos estágios 2 e 3 são dadas por:

$$\dot{m}Fe_{16} = 0,067 \text{ kg/h} \quad \text{para uma vazão de solução de } \dot{s}_{16} = 144,775 \text{ t/h}$$

$$\dot{m}Fe_{26} = 0,075 \text{ kg/h} \quad \text{para uma vazão de solução de } \dot{s}_{26} = 161,970 \text{ t/h};$$

O segundo passo é iniciar o balanço no estágio 1. Para tanto as equações 24 a 31 anteriormente apresentadas, serão utilizadas, lembrando que os valores das concentrações estão mostrados na Tabela 10.

$$\dot{m}Fe_1 = 0,141 \text{ kg/h} \quad \text{para uma vazão de solução de } \dot{s}_1 = 108,236 \text{ t/h};$$

Como mostrado anteriormente: $\dot{m}Fe_2 = 0$, $\dot{m}Fe_4 = 0$ e $\dot{m}Fe_8 = 0$ sendo assim para o tratamento químico tem-se:

$\dot{m} Fe_5 = 0,365 \text{ kg/h}$ para uma vazão de solução de $\dot{s}_5 = 513,644 \text{ t/h}$.

Já para a prensa de lavagem tem-se que inicialmente supor que as correntes de entrada formam uma quarta corrente e dessa corrente calcular a concentração resultante ($Conc. FeR$), para que se possam calcular as vazões das correntes de saída da equação 27:

$$Conc. FeR = \frac{(\dot{m} Fe_5 + \dot{m} Fe_6 + \dot{m} Fe_7) \left(\left(\frac{\dot{m} Fe_5}{\frac{\dot{m} Fe_5}{\rho_5} + \frac{\dot{m} Fe_6}{\rho_6} + \frac{\dot{m} Fe_7}{\rho_7}} \right) + \left(\frac{\dot{m} Fe_6}{\frac{\dot{m} Fe_5}{\rho_5} + \frac{\dot{m} Fe_6}{\rho_6} + \frac{\dot{m} Fe_7}{\rho_7}} \right) + \left(\frac{\dot{m} Fe_7}{\frac{\dot{m} Fe_5}{\rho_5} + \frac{\dot{m} Fe_6}{\rho_6} + \frac{\dot{m} Fe_7}{\rho_7}} \right) \right)}{(\dot{s}_5 + \dot{s}_6 + \dot{s}_7)}$$

$Conc. FeR = 0,664 \text{ mg/L}$

Para o cálculo desta concentração tem-se que levar em conta a corrente de reciclo que faz a lavagem da prensa deste estágio. Sendo assim: $\dot{m} Fe_6 = 0,073 \text{ kg/h}$ para uma vazão de solução de $\dot{s}_6 = 166,648 \text{ t/h}$. A $Conc. FeR$ é a concentração que entra na prensa de lavagem, logo ela tem que respeitar a restrição estipulada, que no caso do Fe é de 1,5 mg/L. Com essa concentração resultante podem-se calcular os valores das vazões de ferro para as correntes 3 e 7 utilizadas anteriormente para os balanços:

$\dot{m} Fe_3 = 0,225 \text{ kg/h}$ para uma vazão de solução de $\dot{s}_3 = 348,76 \text{ t/h}$;

$\dot{m} Fe_7 = 0,045 \text{ kg/h}$ para uma vazão de solução de $\dot{s}_7 = 70,054 \text{ t/h}$;

Para a corrente 10 tem-se:

$\dot{m} Fe_{10} = 0,414 \text{ kg/h}$ para uma vazão de solução de $\dot{s}_{10} = 643,176 \text{ t/h}$.

As correntes restantes, de saída de polpa do estágio 1 (corrente 9) e do efluente ácido (corrente 11) são obtidas realizando-se balanços de massa na

prensa de lavagem e no tanque de filtrado respectivamente, com as equações 44 e 45:

$$\dot{m}Fe_9 = 0,069 \text{ kg/h} \quad \text{e} \quad \dot{m}Fe_{11} = 0,144 \text{ kg/h}$$

Para os estágios seguintes a mesma metodologia de cálculo foi adotada. As correntes de reagentes e de saída de gases serão dadas por: $\dot{m}Fe_{12} = 0$, $\dot{m}Fe_{14} = 0$ e $\dot{m}Fe_{18} = 0$ sendo assim para o tratamento químico:

$$\dot{m}Fe_9 = 0,069 \text{ kg/h} \quad \text{para uma vazão de solução de } \dot{s}_9 = 103,206 \text{ t/h e}$$

$$\dot{m}Fe_{15} = 0,216 \text{ kg/h} \quad \text{para uma vazão de solução de } \dot{s}_{15} = 384,533 \text{ t/h.}$$

Já para a prensa de lavagem do estágio 2 tem-se:

$$\text{Conc. } FeR = 0,535 \text{ mg/L}$$

Mais uma vez a concentração de entrada na prensa do segundo estágio está respeitando a restrição para essa prensa de lavagem. Com essa concentração resultante podem-se calcular os valores das vazões de ferro para as correntes 13 e 17 utilizadas anteriormente.

$$\dot{m}Fe_{13} = 0,147 \text{ kg/h} \quad \text{para uma vazão de solução de } \dot{s}_{13} = 275,168 \text{ t/h;}$$

$$\dot{m}Fe_{17} = 0,0535 \text{ kg/h} \quad \text{para uma vazão de solução de } \dot{s}_{17} = 67,726 \text{ t/h;}$$

Para a corrente 20 tem-se:

$$\dot{m}Fe_{20} = 0,271 \text{ kg/h} \quad \text{para uma vazão de solução de } \dot{s}_{20} = 506,575 \text{ t/h.}$$

As correntes restantes, de saída de polpa do estágio 2 (corrente 19) e do efluente alcalino (corrente 21) são obtidas realizando-se balanços de massa na prensa de lavagem e no tanque de filtrado respectivamente:

$$\dot{m}Fe_{19} = 0,048 \text{ kg/h} \quad \text{e} \quad \dot{m}Fe_{21} = 0,088 \text{ kg/h}$$

Para as correntes de reagentes e de saída de gases temos: $\dot{m}Fe_{22} = 0$,
 $\dot{m}Fe_{24} = 0$ e $\dot{m}Fe_{28} = 0$ sendo assim para o tratamento químico:

$$\dot{m}Fe_{19} = 0,048 \text{ kg/h} \quad \text{para uma vazão de solução de} \quad \dot{s}_{19} = 87,165 \text{ t/h} \quad \text{e}$$

$$\dot{m}Fe_{25} = 0,119 \text{ kg/h} \quad \text{para uma vazão de solução de} \quad \dot{s}_{25} = 281,0041 \text{ t/h.}$$

Já para a prensa de lavagem do estágio 3 tem-se:

$$\text{Conc. } FeR = 0,437 \text{ mg/L}$$

Como esperado a concentração de entrada na prensa do terceiro estágio está respeitando a restrição para essa prensa de lavagem. Com essa concentração resultante podem-se calcular os valores das vazões de ferro para as correntes 23 e 27 utilizadas anteriormente.

$$\dot{m}Fe_{23} = 0,070 \text{ kg/h} \quad \text{para uma vazão de solução de} \quad \dot{s}_{23} = 161,173 \text{ t/h};$$

$$\dot{m}Fe_{27} = 0,012 \text{ kg/h} \quad \text{para uma vazão de solução de} \quad \dot{s}_{27} = 26,976 \text{ t/h.}$$

Para a corrente 30:

$$\dot{m}Fe_{30} = 0,155 \text{ kg/h} \quad \text{para uma vazão de solução de} \quad \dot{s}_{30} = 355,478 \text{ t/h.}$$

As correntes restantes, de saída de polpa do branqueamento (corrente 29) e do filtrado para a lavagem da prensa do estágio 1 (corrente 6) são obtidas realizando-se balanços de massa na prensa de lavagem e no tanque de filtrado respectivamente:

$$\dot{m}Fe_{29} = 0,050 \text{ kg/h} \quad \text{para uma vazão de solução de} \quad \dot{s}_{29} = 112,893 \text{ t/h};$$

$$\text{e } \dot{m}Fe_6 = 0,073 \text{ kg/h} \quad \text{para uma vazão de solução de} \quad \dot{s}_6 = 166,648 \text{ t/h.}$$