

ANDRÉ FONSECA MENDES

**IMPACTO DA LAVAGEM DA POLPA MARROM NO
BRANQUEAMENTO, NA EVAPORAÇÃO E NO MEIO AMBIENTE**

Dissertação apresentada à Universidade Federal de Viçosa, como parte das exigências do Programa de Pós-Graduação Profissionalizante em Tecnologia de Celulose e Papel, para obtenção do título de *“Magister Scientiae”*.

VIÇOSA
MINAS GERAIS – BRASIL
2013

**Ficha catalográfica preparada pela Seção de Catalogação e
Classificação da Biblioteca Central da UFV**

T

M538i
2013
Mendes, André Fonseca, 1978-
Impacto de lavagem da polpa marrom no branqueamento, na
evaporação e no meio ambiente / André Fonseca Mendes. –
Viçosa, MG, 2013.
xiv, 50f. : il. (algumas color.) ; 29 cm.

Inclui apêndices.

Orientador: José Lívio Gomide.

Dissertação (mestrado) - Universidade Federal de Viçosa.

Referências bibliográficas: f.40-41.

1. Branqueamento. 2. Meio ambiente. 3. Polpa de madeira.
4. Indústria de celulose. 5. Papel - Indústria. I. Universidade
Federal de Viçosa. Departamento de Engenharia Florestal.
Programa de Pós-Graduação do Mestrado Profissionalizante em
Tecnologia de Celulose e Papel. II. Título.

CDO adapt. CDD 634.986

ANDRÉ FONSECA MENDES

**IMPACTO DA LAVAGEM DA POLPA MARROM NO
BRANQUEAMENTO, NA EVAPORAÇÃO E NO MEIO AMBIENTE**

Dissertação apresentada à Universidade Federal de Viçosa, como parte das exigências do Programa de Pós-Graduação Profissionalizante em Tecnologia de Celulose e Papel, para obtenção do título de "*Magister Scientiae*".

APROVADA: 15 de julho de 2013.

Ana Márcia M.L. Carvalho

Carolina Marangon Jardim

José Lívio Gomide (Orientador)

VIÇOSA
MINAS GERAIS – BRASIL
2013

Dedico esta dissertação à minha família, em especial ao meu André Filho que tem sido fonte de inspiração, dedicação, amor e superação, ele me fez compreender a imensidão da palavra amor. À minha esposa, Joyce, que durante as ausências para as aulas e noites de trabalho em Mucuri sempre esteve ao meu lado esperando o meu retorno pra casa como prova de dedicação e amor. À minha mãe Lindente que mesmo de longe sempre esteve de joelhos dobrados agradecendo as vitórias concedidas pelo grande Mestre.

AGRADECIMENTOS

Ao Mestre dos mestres, Jesus, pela saúde e vida.

À Companhia Suzano Papel e Celulose e à gerência da linha de fibras pelo incentivo, apoio e liberação para realizar um bom trabalho na linha 1 e divulgar esse resultado (unidade Mucuri – BA);

Aos colegas de mestrado que acreditaram neste sonho;

Ao professor Colodette e à Universidade Federal de Viçosa que não mediram esforços para ofertar este curso;

Ao meu orientador José Lívio Gomide pelas sábias orientações;

Aos meus amigos de fábrica Jean Kerley, Américo Wilson, Marcos Melo, Mário Vasconcelos, Samuel Jr, Irondi Freitas, José Carlos, Valcir José, Justo Nagib, Junior José, Saulo Molina, todos os operadores de área da linha 1 e supervisores de turno da celulose.

À minha amiga Carolina Jardim que sempre me ajudou a materializar e provar as ideias profissionais na linha 1 na Suzano Papel e Celulose (Mucuri-BA).

Aos colegas da unidade Imperatriz Danyella Perissotto e João Almeida por colaboração nos ajustes finais deste trabalho.

À cidade de Mucuri que no auge dos ventos “sul” que constantemente se abatiam ou se abatem à cidade me fez refletir sobre a vida e meus objetivos pessoais e profissionais.

E, em especial, a todos os obstáculos que em forma de pessoas me fizeram tropeçar, mas nunca cair e com isso me tornaram uma pessoa mais forte e vencedora.

BIOGRAFIA

André Fonseca Mendes nasceu em 01 de agosto de 1978 em um pequeno vilarejo a margem do rio Arraiolos em Almeirim, Pará.

Em 1996 concluiu o 2º grau na escola Teorema em Belém, Pará.

Em março de 1997 iniciou o curso de graduação em Engenharia Química na Universidade Federal do Pará. Foi bolsista CNPq de 01/2000 a 05/2002. Foi estagiário na Companhia Vale do Rio Doce (CVRD) de janeiro a dezembro de 2001 e na Amamaco – Água de Coco da Amazônia de janeiro a maio de 2002, concluiu a graduação de Engenharia Química em maio de 2002. Foi aluno de mestrado em Engenharia Química na Universidade Federal do Pará de fevereiro a setembro de 2003 (não concluído).

Funcionário da Jarí Celulose de setembro de 2003 a abril de 2008, aluno da especialização lato sensu de Fabricação de Celulose e Papel de fevereiro a dezembro de 2006 na Universidade Federal de Viçosa (in company). Em setembro de 2011 ingressou no Mestrado Profissionalizante de Celulose e Papel da Universidade Federal de Viçosa, desde abril de 2008 funcionário da Suzano Papel e Celulose.

ÍNDICE

LISTA DE QUADROS	vii
LISTA DE FIGURAS	viii
SIGLAS	x
RESUMO	xi
ABSTRACT	xiii
1. INTRODUÇÃO	1
2. OBJETIVOS	3
2.1. Objetivos específicos.....	3
3. REVISÃO DE LITERATURA	4
3.1. Polpação kraft na Suzano Papel e Celulose unidade Mucuri (BA)	4
3.1.1. Zonas do processo de cozimento.....	4
3.1.1.1. Impregnação.....	5
3.1.1.2. Cozimento	6
3.1.1.3. Extrações.....	7
3.1.1.4. Lavagem no fundo do digestor	7
3.2. Processo de lavagem da Suzano Papel e Celulose, linha 1, unidade Mucuri (BA).....	7
3.2.1. Processo de lavagem	8
3.3. Processo de depuração da polpa	10
3.4. Ciclo de recuperação do licor preto	12
3.5. Deslignificação com oxigênio.....	13
3.6. Processo de branqueamento	15
4. MATERIAL E MÉTODOS	17
4.1. Material.....	17
4.2. Métodos	17
4.3. Filtros engrossadores	19
4.3.1. Otimização operacional dos filtros engrossadores, linha 1, unidade Mucuri (BA)	20
4.4. Análises Estatísticas.....	22
5. RESULTADOS E DISCUSSÕES	23
5.1. Polpação e lavagem	23
5.2. Depuração e engrossamento da polpa (lavagem)	24

5.3. Deslignificação com oxigênio e branqueamento.....	28
5.4. Retorno Financeiro	34
5.5. Teor de Sólidos no Licor Preto	35
5.6. DQO do Efluente do Branqueamento	36
5.7. Resultados na Máquina de Papel	37
6. CONCLUSÃO	38
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	40
APÊNDICE 1 – CONDIÇÕES DE PRODUÇÃO E PROCESSO COZIMENTO, ANTES DA MELHORIA OPERACIONAL	43
APÊNDICE 2 – CONDIÇÕES DE PRODUÇÃO E PROCESSO COZIMENTO, APÓS A MELHORIA OPERACIONAL	44
APÊNDICE 3 – CONDIÇÕES DE PRODUÇÃO E PROCESSO DEPURÇÃO E LAVAGEM, ANTES DA MELHORIA OPERACIONAL	45
APÊNDICE 4 – CONDIÇÕES DE PRODUÇÃO E PROCESSO DEPURÇÃO E LAVAGEM, APÓS A MELHORIA OPERACIONAL	46
APÊNDICE 5 – CONDIÇÕES DE PRODUÇÃO E PROCESSO DESLIGNIFICAÇÃO COM OXIGÊNIO E ENTRADA DO BRANQUEAMENTO, ANTES DA MELHORIA OPERACIONAL	47
APÊNDICE 6 – CONDIÇÕES DE PRODUÇÃO E PROCESSO DESLIGNIFICAÇÃO COM OXIGÊNIO E ENTRADA DO BRANQUEAMENTO, APÓS A MELHORIA OPERACIONAL	48
APÊNDICE 7 – CONDIÇÕES DE PRODUÇÃO E PROCESSO EVAPORAÇÃO, ANTES DA MELHORIA OPERACIONAL	49
APÊNDICE 8 – CONDIÇÕES DE PRODUÇÃO E PROCESSO EVAPORAÇÃO, APÓS A MELHORIA OPERACIONAL	50

LISTA DE QUADROS

QUADRO 1 – CONDIÇÕES DE PRODUÇÃO E PROCESSO DA ETAPA DE COZIMENTO	23
QUADRO 2 – CONDIÇÕES DE PROCESSO DA DEPURAÇÃO E ENGROSSAMENTO DA POLPA - LAVAGEM	25
QUADRO 3 – CONDIÇÕES DE PROCESSO DA DESLIGNIFICAÇÃO COM OXIGÊNIO E ENTRADA DO BRANQUEAMENTO	31
QUADRO 4 – RETORNO FINANCEIRO APÓS MELHORIAS SUGERIDAS PELO PROJETO	35
QUADRO 5 – CONDIÇÕES DE PRODUÇÃO E PROCESSO DA EVAPORAÇÃO	36
QUADRO 6 – CONDIÇÕES DO EFLUENTE ANTES E APÓS A MELHORIA OPERACIONAL	36
QUADRO 7 – CONDIÇÕES DE PRODUÇÃO E PROCESSO COZIMENTO, ANTES DA MELHORIA OPERACIONAL.....	43
QUADRO 8 – CONDIÇÕES DE PRODUÇÃO E PROCESSO COZIMENTO, APÓS A MELHORIA OPERACIONAL	44
QUADRO 9 – CONDIÇÕES DE PRODUÇÃO E PROCESSO DEPURAÇÃO E LAVAGEM, ANTES DA MELHORIA OPERACIONAL	45
QUADRO 10 – CONDIÇÕES DE PRODUÇÃO E PROCESSO DEPURAÇÃO E LAVAGEM, APÓS A MELHORIA OPERACIONAL	46
QUADRO 11 – CONDIÇÕES DE PRODUÇÃO E PROCESSO DESLIGNIFICAÇÃO COM OXIGÊNIO E ENTRADA DO BRANQUEAMENTO, ANTES DA MELHORIA OPERACIONAL.....	47
QUADRO 12 – CONDIÇÕES DE PRODUÇÃO E PROCESSO DESLIGNIFICAÇÃO COM OXIGÊNIO E ENTRADA DO BRANQUEAMENTO, APÓS A MELHORIA OPERACIONAL	48
QUADRO 13 – CONDIÇÕES DE PRODUÇÃO E PROCESSO EVAPORAÇÃO, ANTES DA MELHORIA OPERACIONAL.....	49
QUADRO 14 – CONDIÇÕES DE PRODUÇÃO E PROCESSO EVAPORAÇÃO, APÓS A MELHORIA OPERACIONAL	50

LISTA DE FIGURAS

FIGURA 1 – DIGESTOR CONTÍNUO DA SUZANO PAPEL E CELULOSE, LINHA 1 – UNIDADE MUCURI (BA)	5
FIGURA 2 – FUNDO DO DIGESTOR DA LINHA 1: LAVAGEM.....	7
FIGURA 3 – DIFUSORES W21 E W37 DO PROCESSO DE LAVAGEM.....	8
FIGURA 4 – TELA DO PROCESSO DE LAVAGEM DA SUZANO PAPEL E CELULOSE, LINHA 1 – UNIDADE MUCURI (BA)	9
FIGURA 5 – DEPURAÇÃO GROSSA DA SUZANO PAPEL E CELULOSE, LINHA 1 – UNIDADE MUCURI (BA)	10
FIGURA 6 – DEPURAÇÃO PRIMÁRIA DA SUZANO PAPEL E CELULOSE, LINHA 1 – UNIDADE MUCURI (BA)	11
FIGURA 7 – DEPURAÇÃO SECUNDÁRIA, TERCIÁRIA E QUATERNÁRIA DA SUZANO PAPEL E CELULOSE, LINHA 1 – UNIDADE MUCURI (BA)	11
FIGURA 8 – LAVADOR DE PALITOS DA SUZANO PAPEL E CELULOSE, LINHA 1 – UNIDADE MUCURI (BA)	12
FIGURA 9 – VISÃO GERAL DO CICLO DE RECUPERAÇÃO KRAFT	13
FIGURA 10 – PROCESSO DE BRANQUEAMENTO DA SUZANO PAPEL E CELULOSE, LINHA 1 – UNIDADE MUCURI (BA)	16
FIGURA 11– CICLO DO PDCA	18
FIGURA 12 – FLUXOGRAMA DO PROCESSO DE PDCA.....	19
FIGURA 13 – FILTROS ENGROSSADORES DA SUZANO PAPEL E CELULOSE, LINHA 1 – UNIDADE MUCURI (BA)	20
FIGURA 14 – GRÁFICO DA DIFERENÇA ENTRE AS MÉDIAS DAS TAXAS DE LAVAGEM NO FUNDO DO DIGESTOR.....	24
FIGURA 15 – GRÁFICO DAS MÉDIAS DOS VÁCUOS NOS FILTROS ENGROSSADORES	26
FIGURA 16 – GRÁFICO DAS MÉDIAS DE CONDUTIVIDADE DO FILTRADO DE LAVAGEM.....	26
FIGURA 17 – GRÁFICO SEQUENCIAL DA CONDUTIVIDADE DO FILTRADO DE LAVAGEM ENTRE OS PERÍODOS ANALISADOS.....	27
FIGURA 18 – GRÁFICO DO GRAU DE DESLIGNIFICAÇÃO DA PRÉ-O ₂	28
FIGURA 19 – TESTE DE MÉDIAS ENTRE AS MEDIDAS DO GRAU DE DESLIGNIFICAÇÃO	29
FIGURA 20 – GRÁFICO SEQUENCIAL DA ALVURA DO BRANQUEAMENTO	29

FIGURA 21 – TESTE DE MÉDIAS ENTRE AS MEDIDAS DE ALVURA DE ENTRADA DO BRANQUEAMENTO	30
FIGURA 22 – CONSUMO ESPECÍFICO DE CLORO ATIVO	31
FIGURA 23 – CONSUMO ESPECÍFICO DE PERÓXIDO DE HIDROGÊNIO ..	32
FIGURA 24 – RESIDUAL DE PERÓXIDO DE HIDROGÊNIO NO FINAL DO BRANQUEAMENTO	33
FIGURA 25 – ALVURA FINAL NA SAÍDA DO BRANQUEAMENTO	33
FIGURA 26 – CONDUTIVIDADE DA CELULOSE BRANQUEADA	34
FIGURA 27 – CONSUMO DE ALVEJANTE NA MÁQUINA DE PAPEL	37

SIGLAS

- DQO** - Demanda Química de Oxigênio
- DBO** - Demanda Bioquímica de Oxigênio
- PI** - Plant Information (informações da fábrica/planta)
- ECF** - Elemental Chlorine Free
- TCF** - Total Chlorine Free
- Kobudo^{Mari}** - Um processo de cozimento
- FD** - Fator de diluição
- CS** - Consistência
- C69** - Tanque de descarga do digestor da linha de fibras 1
- W21 e W37** - Difusores atmosféricos da linha de fibras 1
- M800** - Modelo do depurador primário
- M400** - Modelos dos depuradores terciário e quaternário
- SPC** - Suzano Papel e Celulose
- SU 33 e SU 35** - Filtros engrossadores da linha de fibras 1
- M57** - Modelo dos filtros engrossadores

RESUMO

MENDES, André Fonseca, M.Sc., Universidade Federal de Viçosa, maio de 2013. **Impacto da lavagem da polpa marrom no branqueamento, na evaporação e no meio ambiente.** Orientador: José Lívio Gomide. Coorientadores: Jorge Luiz Colodette e Carolina Marangon Jardim.

Mundialmente, a indústria de celulose e papel vem sofrendo transformações decorrentes de alterações no cenário de aceleração industrial aliadas à célere emergência de tecnologias. Os desafios do setor tangem desde aspectos de qualidade das matérias-primas e produto final, considerações ambientais, controle dos custos de produção, bem como alteração e aperfeiçoamento das tecnologias existentes e utilizadas no processo industrial. O desenvolvimento e o aprimoramento de tecnologias podem representar uma alternativa para garantir a prosperidade da indústria de celulose e papel. Nesse contexto, este trabalho visou implementar melhorias operacionais nos filtros lavadores da Suzano Papel e Celulose – unidade Mucuri (BA) para aumentar a eficiência do processo de lavagem da polpa marrom e avaliar os impactos no consumo de químicos no branqueamento, circuito de licor negro fraco e meio ambiente. Basicamente, as ações implementadas para otimização do processo de lavagem foram: redução do fluxo de lavagem dos chuveiros dos filtros engrossadores trabalhou-se com os destacadores de manta ligados; o controle de nível das tinas dos filtros passou para o modo automático; ajuste mecânico nas válvulas de vácuo; inserção de aproximadamente 111 m³/h de condensado limpo no circuito de filtrado; reduziu-se o fator de diluição da primeira prensa de lavagem e controlou-se o nível do tanque de filtrado dos filtros lavadores na faixa de 40 a 50%. O material utilizado neste estudo foi polpa celulósica de eucalipto produzida na linha 1 da Suzano Papel e Celulose unidade Mucuri - BA. Todas as condições analisadas foram condições de produção e processos reais da fábrica. Dados referentes à principal matéria-prima de obtenção de celulose, a madeira, não foram avaliados. Para valores de referência (o branco) foram coletados dados industriais de aproximadamente trinta dias de produção antes das modificações operacionais no sistema de lavagem e trinta dias após. Com base nos resultados, observou-se que houve uma melhora significativa na

performance operacional dos filtros lavadores, fato evidenciado pelos resultados no aumento do grau de deslignificação na pré-O₂ (elevação de 27,84 para 31,60%), redução na condutividade do filtrado nos filtros lavadores (de 28,92 para 25,29 $\mu\text{s}/\text{cm}$), redução da carga alcalina na deslignificação (de 19,50 para 18,75 Kg/tsa), elevação da alvura na entrada do branqueamento (de 45,61 para 49,33° ISO), redução no consumo de cloro ativo (de 44,57 para 38,97 Kg/tsa) e peróxido de hidrogênio no branqueamento (de 8,34 para 7,82 Kg/tsa).

ABSTRACT

MENDES, André Fonseca, M.Sc., Universidade Federal de Viçosa, May 2013.
Impact of brown pulp washing in bleaching, and in evaporation and environment. Adviser: José Lívio Gomide. Co-advisers: Jorge Luiz Colodette e Carolina Marangon Jardim.

Worldwide pulp and paper industries have undergone changing due to changes in the industrial acceleration setting associated to rapid emergence of technologies. Industry challenges touch upon aspects from raw material quality and final product, environmental considerations, production costs control as well as modification and improvement of technologies used in the manufacturing process. Development and technologies improvement may represent an alternative to ensure the prosperity of pulp and paper industries. Accordingly the aim of this work was to implement operational improvements on Suzano Pulp and Paper washing filters (in Mucuri) to increase the brownstock washing efficiency and evaluate the impact on bleaching chemicals consumption, weak black liquor circuit and environment. Basically the actions implemented for washing process optimization were: Showers washing flow reduction of the thickeners filters showers where it worked with attached sheet detaching. The filter vat level control was set up to Auto mode; vacuum valve mechanic tune; insert approximately 111 m³/h clear condensate into filtrate circuit; reduced dilution factor of first washing press and washing filters filtrate tank level control around 40–50%. The material used on this study was eucalyptus pulp produced on Suzano Pulp and Paper Mucuri – BA line 1. All analysis on different situations followed the real pulp mill productions and processes. Data regarding the primary raw material for obtaining cellulose, wood, were not evaluated, since it considers that the wood chemistry and physics composition are random parameters, therefore have no influence on the results of this study. For reference values (white), industrial date were collected thirty production days before and after operational changing in the washing system. Based on the results, it was observed that there was a significant improvement in washing filters operating performance, as evidenced by the results of increasing pre-O₂ delignification degree (increased from 27.84 to 31.60%), reduction on washing

filters filtrate conductivity (reduction from 28.92 to 25.29 mS / cm), soda loss in alkaline delignification (reduction from 19.50 to 18.75 kg / tsa), increased brightness at the entrance of bleaching (increased from 45.61 to 49.33 ° ISO), reduction of active chlorine (reduction from 44.57 to 38.97 kg / tsa), hydrogen peroxide in bleaching (reduction from 8.34 to 7.82 kg / adt .)

1 INTRODUÇÃO

Após o processo de polpação química da madeira é realizada a etapa de lavagem, a qual tem como objetivo a remoção das impurezas dissolvidas na polpa após o cozimento. Essas impurezas são caracterizadas por materiais orgânicos e inorgânicos (extrativos da madeira, fibras não cozidas, particulados de processos anteriores, etc.), e são removidas com o mínimo de água possível ou por meio de filtrado recirculado do sistema. Uma vez que contribui para a qualidade da polpa, a lavagem feita de forma eficiente promove vários benefícios para uma fábrica de celulose, tais como: baixo consumo de químicos no branqueamento e conseqüentemente um menor custo variável de produção, emissões de gases e efluentes com menor carga ao meio ambiente, entre outros.

A presença de materiais orgânicos e inorgânicos dissolvidos na polpa de celulose após a lavagem tem forte impacto na operação dos processos de deslignificação com oxigênio e branqueamento, pois além de ocasionar um consumo maior de reagentes químicos, reduz alvura e resistência da polpa, e gera aumento da cor e das demandas química e biológica de oxigênio (DQO e DBO) do efluente da planta.

As técnicas utilizadas atualmente são baseadas na necessidade de fechamento do circuito para que haja diminuição de encargos e problemas com o tratamento do efluente gerado.

O controle de eficiência de lavagem da polpa marrom é auxiliado por meio da utilização de equipamentos para monitoramento e medição de variáveis online. Com a instalação do refratômetro, por exemplo, o desempenho da etapa de lavagem é avaliado pela contínua medição do teor de sólidos dissolvidos nas frações de filtrado. As perdas no sistema de lavagem influenciam diretamente no desempenho da deslignificação com oxigênio, devido a alterações e do número kappa da polpa e consumo de químicos.

Antes da etapa de deslignificação com oxigênio a deficiência na lavagem reduz a resistência da polpa e aumenta os consumos de carga

alcalina e oxigênio. Já na lavagem posterior à deslignificação, também é fundamental minimizar as impurezas orgânicas a fim evitar que sigam para a etapa de branqueamento e consumam maior quantidade de químicos.

O desempenho da lavagem pode ser mensurado por meio de parâmetros distintos, como o fator de diluição (volume de água adicionado à polpa) e a perda de lavagem (quantidade de impurezas suspensas na polpa que poderiam ser eliminadas com a lavagem). Esse fluxo de água utilizado na lavagem afeta tanto a qualidade da polpa quanto a demanda de licor enviado à planta de evaporação.

Outro aspecto a ser considerado é o balanço iônico do licor utilizado do sistema de lavagem. A presença de íons, tais como cálcio e magnésio, com específicas condições de pH, podem contribuir para a precipitação de lignina, fato que pode prejudicar o branqueamento e aumentar o consumo de químicos (JONAS & HARTLER, 1998).

2 OBJETIVOS

Este trabalho foi desenvolvido com o objetivo de melhorar a eficiência de lavagem dos filtros lavadores de massa marrom na linha 1 da Suzano Papel e Celulose, unidade Mucuri – BA, utilizando-se apenas recursos operacionais.

2.1 Objetivos Específicos

- Proporcionar um menor número kappa e maior alvura da polpa de celulose no início da etapa de branqueamento.
- Reduzir o consumo de reagentes químicos (cloro ativo e peróxido de hidrogênio) nas etapas de branqueamento, e com essa redução estimar os ganhos financeiros.
- Produzir aumento do grau de deslignificação e redução do índice de carga alcalina na deslignificação com oxigênio.
- Reduzir a condutividade nos filtros lavadores.

3 REVISÃO DE LITERATURA

3.1 Polpação Kraft na Suzano Papel e Celulose, linha 1 - unidade Mucuri (BA)

Os cozimentos realizados na fábrica da Suzano, unidade Mucuri, são feitos em digestor contínuo pelo processo Sulfato ou Kraft. Na linha 1, a polpação é realizada em um digestor de fase vapor com vaso único, pelo processo conhecido como KOBUDO^{Mari}, o qual tem capacidade nominal de 2153 tsa/d e um rendimento de projeto estimado em 51% na descarga (KVÆRNER PULPING, 2004).

Os cozimentos foram realizados conforme condições convencionais do processo KOBUDO^{Mari}, no qual se baseia na preservação das hemiceluloses e, conseqüentemente, aumento do rendimento. Neste tipo de cozimento a concentração de álcali é diminuída por meio de um aumento na relação líquido/madeira no topo do digestor e divisão da carga alcalina (KVÆRNER PULPING, 2004).

O licor branco foi fornecido de forma contínua pela área da caustificação e tinha os seguintes parâmetros: concentração do álcali efetivo de 117,14 g/l como NaOH e sulfidez de 27,3%.

3.1.1 Zonas do processo de cozimento

O digestor da Suzano Papel e Celulose, linha 1, unidade Mucuri – BA é composto por 4 zonas distintas:

- Impregnação;
- Cozimento;
- Extração;
- Lavagem.

O volume útil deste digestor é de 1680 m³. Abaixo, uma figura esquemática representa este equipamento.

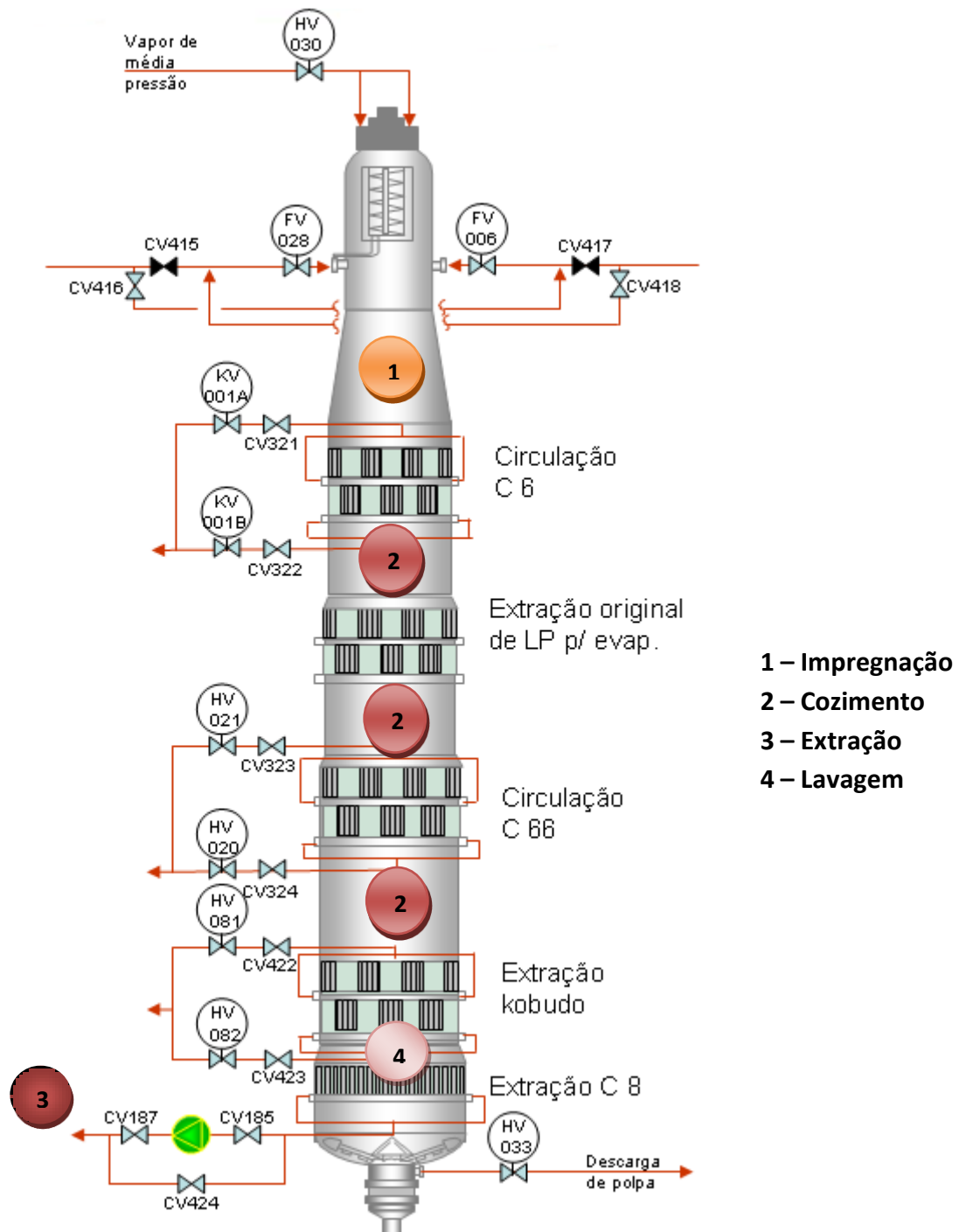


Figura 1 - Digestor contínuo da SPC, linha 1 - unidade Mucuri - BA (PI Processbook, 2012)

3.1.1.1 Impregnação

Para que as reações de polpação ocorram de maneira satisfatória, é necessário que os reagentes ativos do licor branco sejam transportados para a

superfície dos cavacos e posteriormente difundidos para o interior dos mesmos. Por este motivo a impregnação é importante (TREINAMENTO METSO, 2013).

A impregnação ocorre no sentido do lúme da fibra em direção a lamela média, sendo promovida por:

- Penetração: fenômeno físico ocasionado por gradiente de pressão;
- Difusão: fenômeno físico-químico conduzido por gradiente de concentração (TREINAMENTO METSO, 2013).

Nesta etapa do processo também ocorre a remoção do ar do interior dos cavacos, o ar presente no interior da madeira ocasiona uma série de empecilhos, além de ser uma barreira natural à penetração de licor para o interior deste, o ar presente na madeira traz dificuldades da mesma em afundar na fase líquida do processo. Além disto, o arraste de ar pode ocasionar golpes de aríetes nas tubulações e equipamentos.

Na Suzano Papel e Celulose (Mucuri – linha 1) a temperatura de impregnação pode variar de 135 a 145 °C, para este projeto no período de referência a temperatura de impregnação foi em média de 142,5 °C.

3.1.1.2 Cozimento

Na zona de cozimento a temperatura é aumentada pelo sistema de circulação de cozimento por contato indireto. O licor é extraído do digestor por conjuntos de peneiras situadas na parede do mesmo e bombeado para trocadores de calor externos. Nestes trocadores, o licor é aquecido com vapor e em seguida volta para sua zona através de tubos concêntricos no centro do digestor. Neste processo o fluxo de licor é concorrente com cavacos. Nas circulações de licor as temperaturas trabalham na faixa entre 150 a 155 °C.

3.1.1.3 Extrações

Nesta região são extraídos os licores de fluxo descendente com sólidos dissolvidos e de fluxo ascendente proveniente da lavagem. O licor extraído segue para 3 ciclones de expansão para recuperação do vapor e o licor preto fraco segue para a Evaporação, o vapor recuperado é utilizado no sistema de vaporização dos cavacos.

3.1.1.4 Lavagem no fundo do digestor

A lavagem é iniciada com o deslocamento do licor negro proveniente do processo de cozimento pelo licor de lavagem proveniente dos estágios subsequentes que tem uma temperatura de aproximadamente 80 °C. O licor preto com menor temperatura é bombeado para o fundo do digestor e flui em contra corrente ao sentido dos cavacos, promovendo uma lavagem em direção as peneiras de extração. A figura 6 detalha este processo.

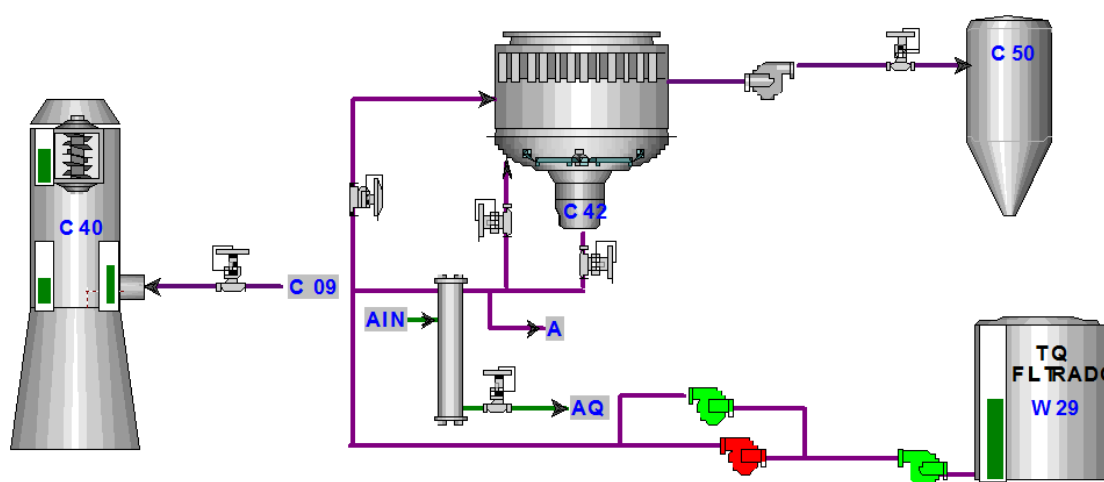


Figura 2 – Fundo do digestor da linha 1: Lavagem (PI Processbook, 2012)

3.2 Processo de lavagem da SPC, linha 1 – unidade Mucuri (BA)

O processo de lavagem na Suzano Papel e Celulose, unidade Mucuri – BA após o fundo do digestor dá-se através de dois difusores atmosféricos que trabalham em paralelo antes da depuração. Após a depuração a massa é processada por dois filtros engrossadores que além da função de elevar a

consistência da polpa também funcionam como uma extensão do processo de lavagem, ponto que foi foco deste trabalho. A Figura 03 ilustra o primeiro estágio de lavagem após a descarga do digestor.

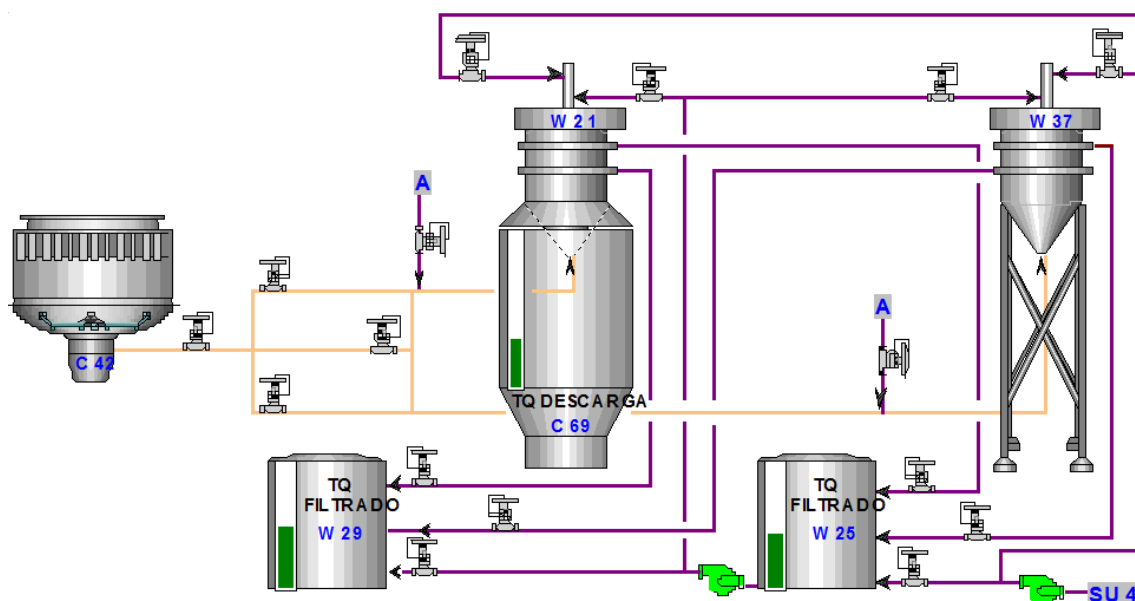


Figura 3 - Difusores W21 e W37 do processo de lavagem (PI Processbook, 2012)

Os difusores W21 e W37 tem a função de fazer o processo de lavagem da polpa após a descarga do digestor. Na sequência, a polpa é descarregada no *blow tank* (tanque de descarga – C69) antes de receber diluição e ser bombeada para a depuração, cada difusor tem a capacidade de 250 m³.

3.2.1 Processo de Lavagem

O processo de lavagem é, segundo Rogers et al. (1996), a operação fabril onde uma mistura heterogênea de um fluido (licor) e partículas de sólidos (fibras ou polpa) são separadas por meio filtrante que permite a passagem do fluido, mas retém as partículas de sólidos. Envolve, então, o fluxo de um fluido através de um meio poroso.

Boa parte da rentabilidade dos processos químicos alcalinos de fabricação da polpa celulósica está na recuperação do máximo de produtos químicos (sais de sódio: sulfato, carbonato e hidróxido) utilizados no cozimento, bem como no aproveitamento do poder calorífico do material orgânico

dissolvido da madeira, na geração de vapor e energia. O material dissolvido que vai com a polpa para o estágio de deslignificação e/ou branqueamento pode prejudicar a deslignificação ou o branqueamento e, ainda, aumentar o consumo de reagentes químicos no branqueamento, com baixa alvura da polpa final ou baixa resistência desta (TRINDADE, 2003).

Atualmente, as técnicas de lavagem são baseadas na necessidade do fechamento do circuito, a fim de minimizar encargos e problemas com o tratamento de efluentes. A separação de mistura heterogênea é feita através de um meio filtrante, que permite a passagem do fluido, mas retém as partículas de sólidos (TRINDADE, 2003).

Em síntese, os objetivos do processo de lavagem da polpa marrom são remover a máxima quantidade de materiais orgânicos dissolvidos na madeira e materiais inorgânicos solúveis do licor de cozimento com a mínima quantidade de água limpa ou de recirculação do processo (MONKFIENSKI, 2003).

O processo de lavagem tem um forte impacto no fator econômico de uma indústria de celulose e papel, impactando diretamente no consumo de químicos (dióxido de cloro, oxigênio e peróxido de hidrogênio) do branqueamento, elevando, dessa forma, o custo variável de produção.

A Figura 4 mostra um esquema do sistema de lavagem da polpa celulósica da Suzano Papel e Celulose, unidade Mucuri – BA:

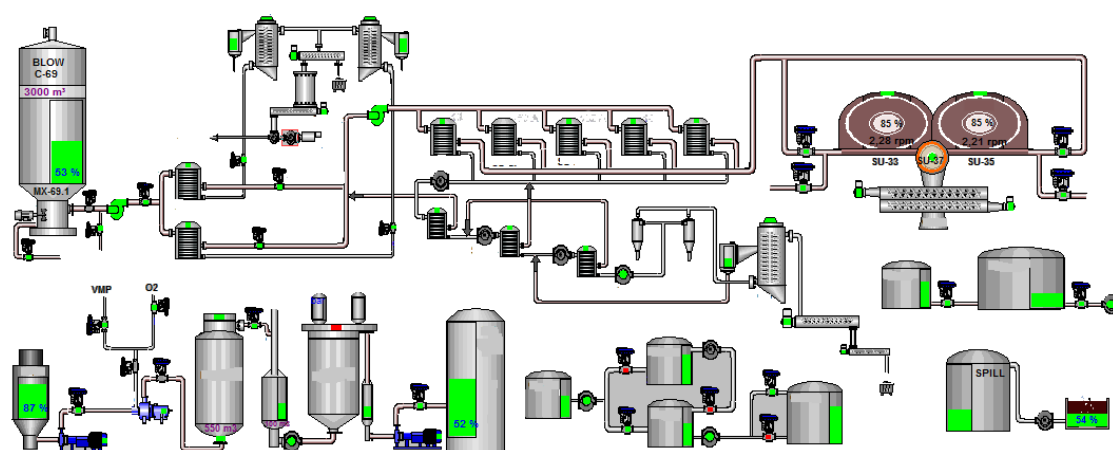


Figura 4 - Tela de processo de lavagem da SPC, linha 1 - unidade Mucuri - BA (PI Processbook, 2012)

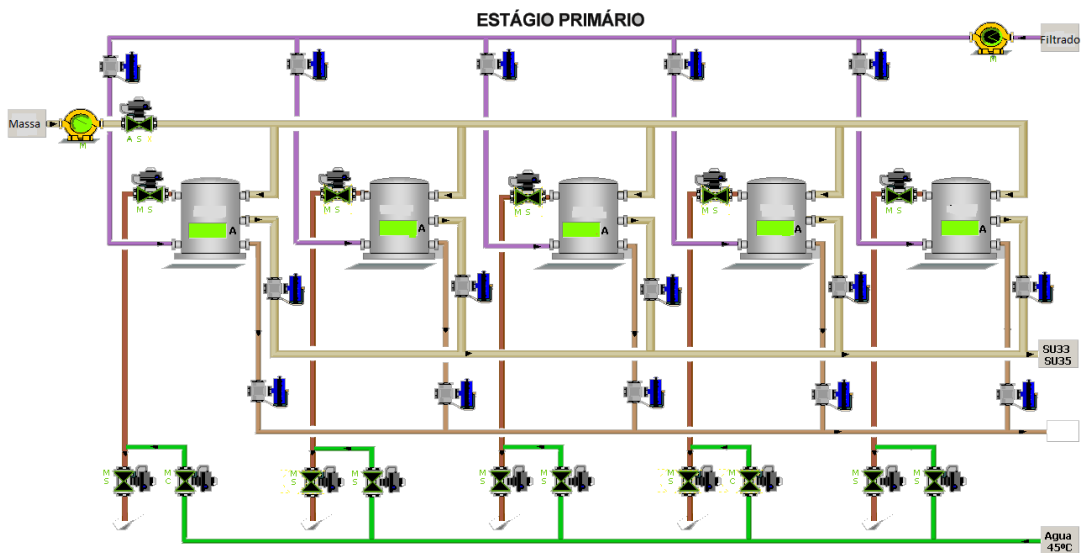


Figura 6 - Depuração primária da SPC, linha 1 - unidade Mucuri - BA (PI Processbook, 2012)

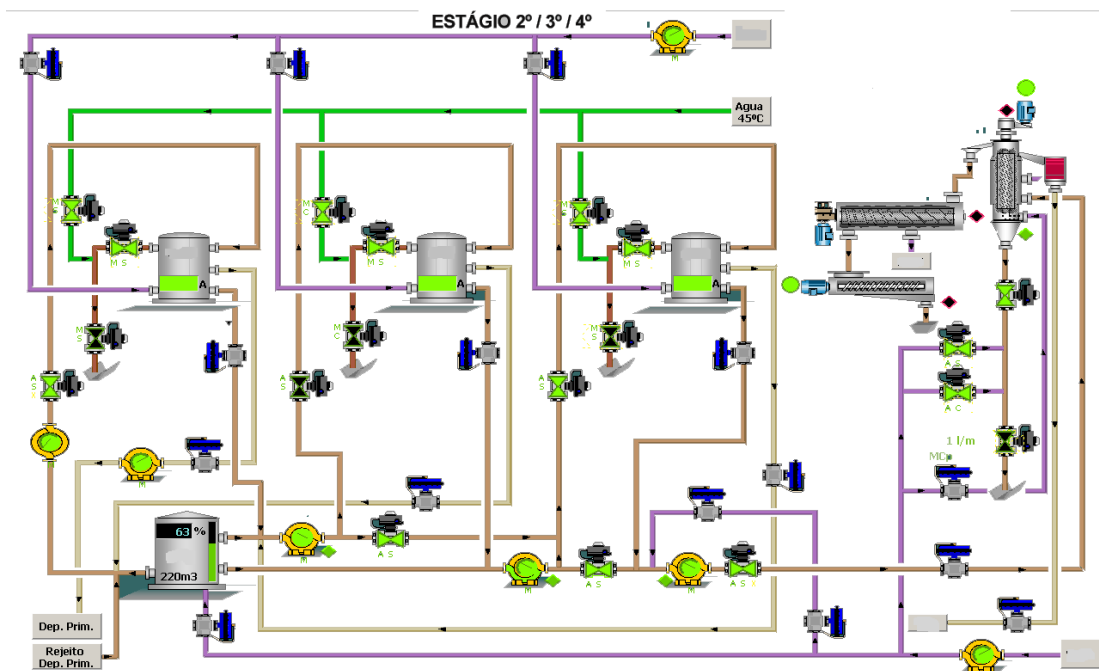


Figura 7 - Depuração secundária, terciária e quaternária da SPC, linha 1 - unidade Mucuri - BA (PI Processbook, 2012)

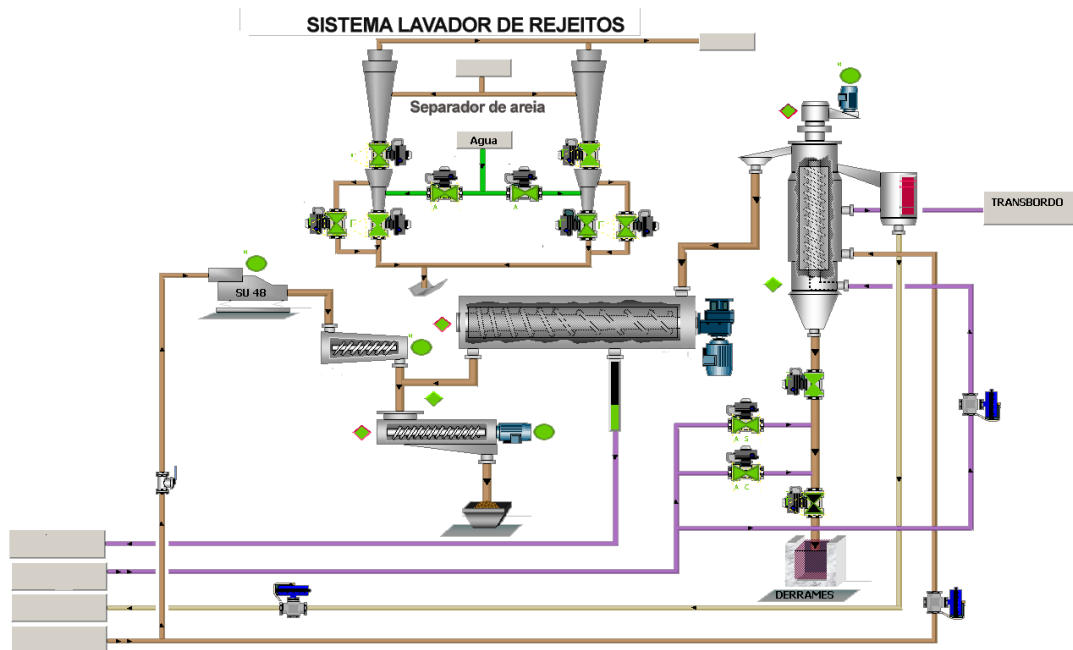


Figura 8 - Lavador de palitos da SPC, linha 1 - unidade Mucuri - BA (PI Processbook, 2012)

3.4 Ciclo de Recuperação do Licor Negro

Segundo D’Almeida (1988), os principais objetivos da recuperação química nas fábricas de polpação Kraft são a recuperação dos reagentes químicos para a produção de licor de cozimento com composição adequada e constante; a produção de vapor de alta pressão para a geração de energia elétrica e vapor de média e baixa pressão para atender à demanda do processo; e a eliminação de parte dos efluentes com potencial poluidor.

A primeira etapa para esse processo de recuperação dos produtos químicos é a evaporação, na qual o licor preto que sai do digestor (conhecido por licor preto fraco) é enviado a um sistema de evaporadores de múltiplo efeito para elevação do teor de sólidos, gerando o licor preto forte. Esse licor mais concentrado é então queimado nas caldeiras de recuperação. Nesse processo de queima, acontece a redução do sulfato de sódio (Na_2SO_4) em sulfeto de sódio (Na_2S), sendo então recuperado um dos agentes ativos utilizados no processo de polpação. Os sais fundidos resultantes desse processo de queima constituem o smelt, que é rico em sulfeto de sódio (Na_2S) e carbonato de sódio (Na_2CO_3) (D’ALMEIDA, 1988).

Na etapa seguinte, o smelt é dissolvido gerando uma solução denominada licor verde. Através da adição de cal, constituída por cerca de 90% de óxido de cálcio (CaO), nesse licor acontece a reação de caustificação, onde o carbonato de sódio (Na_2CO_3) presente no licor verde é convertido em hidróxido de sódio (NaOH), fechando assim o ciclo de recuperação dos produtos químicos (D'ALMEIDA, 1988). A Figura 9 ilustra uma representação esquemática do ciclo de recuperação química:

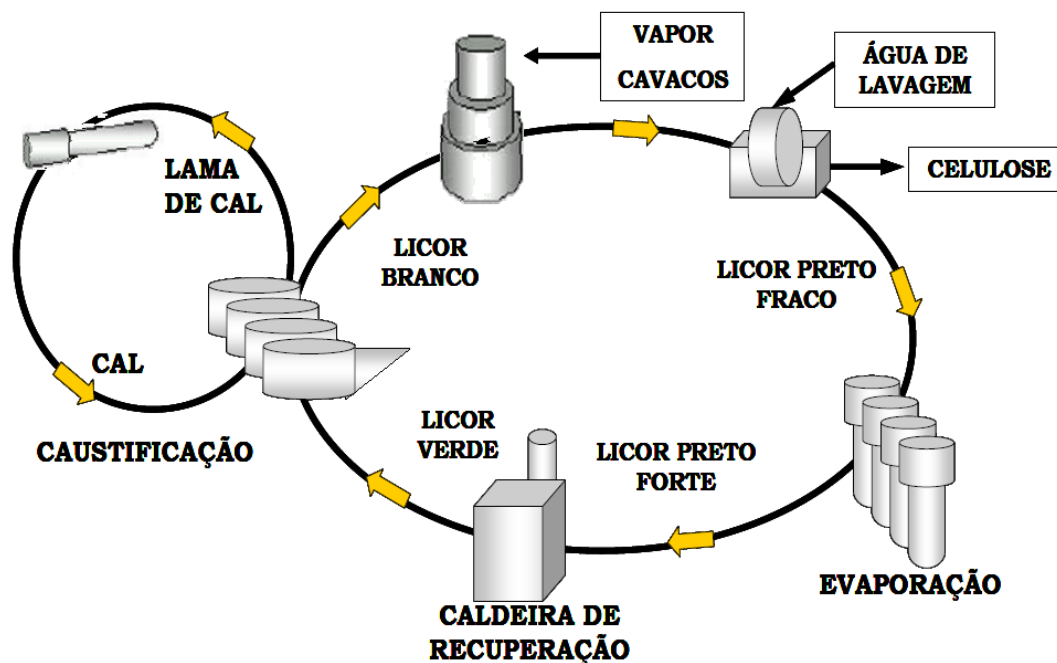


Figura 9 - Visão geral do ciclo de recuperação kraft (D'ALMEIDA, 1988)

3.5 Deslignificação com Oxigênio

Atualmente, busca-se bastante aumentar a eficiência e seletividade da deslignificação com oxigênio, e por consequência a redução do consumo de químicos no branqueamento e carga poluente do efluente gerado. Esta é uma etapa de extrema importância para as atuais sequências de branqueamento: ECF, ECF-light e TCF.

Processos atuais de produção de celulose kraft branqueada são equipados com um ou dois estágios de deslignificação com oxigênio (pré- O_2). A finalidade da deslignificação com oxigênio é remover a lignina residual presente na polpa antes do início da etapa de branqueamento. O fundamento da deslignificação se baseia na degradação da lignina por radicais livres

formados a partir da reação entre o oxigênio e os grupos fenólicos presentes na lignina que são dissociados quando da existência de altas temperaturas e condições alcalinas. Nesse estágio, a remoção da lignina é monitorada através da redução do número kappa (ALA-KAILA e REILAMA, 2001; JOUTSIMO et al., 2002). Os tipos de fontes alcalinas que podem ser usadas durante o processo são: hidróxido de sódio (NaOH), licor branco parcialmente oxidado ou licor branco totalmente oxidado.

Zou et al. (2000) observaram que existe uma complexidade na cinética de deslignificação com oxigênio, sendo a taxa de reação específica para cada espécie de madeira e do processo de polpação aplicado. A velocidade de reação é mais rápida nos primeiros 5 a 10 minutos, tornando-se mais lenta com o decorrer da reação. A taxa de deslignificação está diretamente relacionada à difusão de oxigênio e álcali dentro da parede celular e à quantidade e composição de lignina residual presente na polpa marrom. A diminuição da taxa de reação após 10 minutos tem sido atribuída a limitações de transferência de oxigênio e álcali para o interior da parede celular, condensação da lignina durante a reação e presença de complexos lignino-carboidratos, de baixa reatividade, na polpa marrom.

A seletividade e a eficiência do processo de deslignificação com oxigênio são fatores determinantes para sua avaliação. Sabe-se que o estágio de oxigênio apresenta baixa seletividade em relação aos outros processos oxidativos, apresentando alta degradação da celulose com consequente perda de viscosidade da polpa. Na deslignificação com oxigênio ocorre a clivagem oxidativa das cadeias de celulose e hemicelulose pela ação de intermediários do peróxido de hidrogênio, este último gerado como subproduto da oxidação da lignina e dos grupos terminais redutores dos carboidratos. A presença de metais de transição no sistema acelera as reações de clivagem oxidativa dos carboidratos (CHEN e LUCIA, 2002; ERICSSON et al., 1971).

A seletividade e eficiência do processo de deslignificação com oxigênio podem ser melhoradas pela utilização de aditivos protetores dos carboidratos, como é o caso do sulfato de magnésio heptahidratado ($MgSO_4 \cdot 7H_2O$), cuja função é a prevenção da geração de radicais livres ou a minimização de seus efeitos sobre os carboidratos. (COLODETTE et al., 1989). A realização do

processo em dois estágios, com ou sem lavagem intermediária, melhora a seletividade. Estudos realizados por Barna et al. (1996) mostraram que a viscosidade da polpa diminui quando não se aplica a lavagem intermediária, porém, a eficiência da deslignificação aumenta.

3.6 Processo de Branqueamento

A lignina é responsável pela tonalidade escura da polpa de celulose. Dependendo do grau de cozimento efetuado, a polpa pode conter até 5% de lignina. A remoção da lignina é necessária, não só para obter uma celulose pura, mas também para dar um aspecto de alvura elevado, característica fundamental de um produto final com alta qualidade. Branquear a celulose é levar a fibra ao seu estado natural de alvura, que é o branco (PROCESSOS INDUSTRIAIS II, VCP, 2004).

Por razões técnicas e econômicas, a eliminação da lignina é realizada em vários estágios, de acordo com a alvura desejada. Um maior grau de alvura com menor degradação das fibras pode ser alcançado ao se aplicar quantidades menores de reagentes de branqueamento em etapas sucessivas, com lavagens intermediárias. A intensidade do branqueamento é determinada em função da finalidade a que se destina a celulose, bem como dos custos inerentes ao processo de branqueamento (PROCESSOS INDUSTRIAIS II, VCP, 2004).

Inicialmente, o cloro gás (Cl_2) foi o reagente de branqueamento preferido em razão de seu baixo custo e sua alta especificidade para com a lignina residual (HISE, 1996). Sequências que incluem um estágio com Cl_2 são denominadas de convencionais. O uso de Cl_2 no branqueamento conduz a formação de compostos organoclorados (AOX), que são dissolvidos nos filtrados (MCKAGUE e CARLBERG, 1996).

Desde a descoberta da presença de dioxinas nos efluentes das fábricas de polpa Kraft branqueada, em meados da década de 80, as indústrias têm utilizado novas tecnologias para minimizar a formação de AOX e permitir um maior fechamento dos circuitos de filtrados do branqueamento. As novas sequências utilizadas incluem as sequências de branqueamento ECF

(*elementary chlorine free*) isentas de cloro gás, e as sequências TCF (*totally chlorine free*), ou seja, isentas de quaisquer reagentes à base de cloro (MCKAGUE e CARLBERG, 1996).

O branqueamento da polpa Kraft é feito em sequência de múltiplos estágios para otimizar o uso dos reagentes químicos e preservar a resistência/qualidade da polpa. O tipo e número de estágios do branqueamento dependem de alguns fatores: limitações ambientais, utilização final da polpa branqueada (qualidade), da alvura objetivo, do tipo de material fibroso (fibra longa ou fibra curta) e o número kappa da polpa marrom. Cada estágio consiste na mistura de polpa com reagentes químicos e vapor, da reação da mistura em torres de branqueamento e da lavagem da polpa após a reação. A Figura 10 mostra o fluxograma da sequência de branqueamento da Suzano Papel e Celulose - unidade Mucuri - BA.

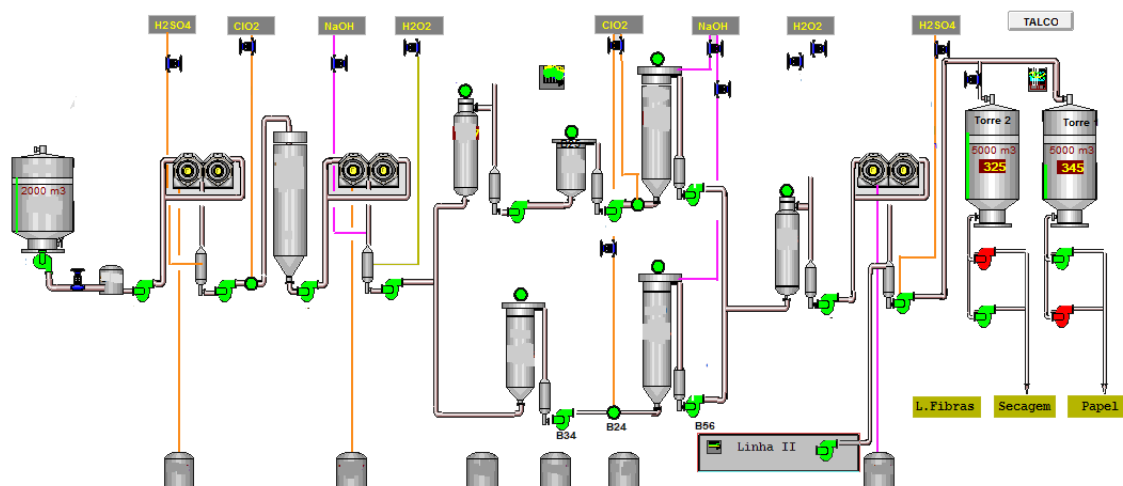


Figura 10 - Processo de branqueamento da SPC, linha 1 - unidade Mucuri - BA (PI Processbook, 2012)

Conforme ilustrado, a sequência de branqueamento utilizada na unidade Mucuri consiste em estágio de dióxido de cloro, extração alcalina com peróxido de hidrogênio, dióxido de cloro e peróxido de hidrogênio: DualD/EP/D1/P.

4 MATERIAL E MÉTODOS

4.1 Material

O material utilizado neste estudo foi polpa celulósica de eucalipto produzida na linha 1 da Suzano Papel e Celulose, unidade Mucuri – BA. Todas as condições analisadas foram condições de produção e processos reais da fábrica. Dados referentes à principal matéria-prima de obtenção de celulose, a madeira, não foram avaliados.

Os períodos analisados foram:

- Antes da melhoria operacional: 06/09 a 12/10/2011;
- Após a melhoria operacional: 13/10 a 08/11/2011.

4.2 Métodos

Para a solução do problema foi utilizada a ferramenta PDCA, que, segundo Campos (2004), é aplicada atingir resultados dentro de um sistema de gestão/produção e pode ser utilizado em qualquer área de forma a garantir o sucesso no alcance das metas.

O ciclo PDCA começa com o planejamento, em seguida a ação ou conjunto de ações planejadas são executados, depois checa-se o que foi feito, constantemente e repetidamente (em ciclo), e toma-se uma ação para eliminar ou ao menos mitigar defeitos no produto ou na execução (CAMPOS, 2004).

Conforme ilustra a Figura 11, os passos são os seguintes:

- *Plan* (planejamento): estabelecer uma meta ou identificar o problema (um problema tem o sentido daquilo que impede o alcance dos resultados esperados, ou seja, o alcance da meta); analisar o fenômeno (analisar os dados relacionados ao problema); analisar o processo (descobrir as causas fundamentais dos problemas) e elaborar um plano de ação. No estudo em questão esta fase corresponde aos seguintes tópicos:

- Problema: Elevado consumo de cloro ativo na linha 1 da Suzano Papel e Celulose, unidade Mucuri;
 - Meta: Reduzir o consumo de cloro ativo de 44,57 Kg/tsa para 40,00 Kg/tsa em dois meses;
 - Causa fundamental: Após várias observações na área (descarga dos filtros lavadores) observou-se que a causa fundamental para o elevado consumo de dióxido de cloro no branqueamento era a baixa eficiência do estágio de deslignificação com oxigênio ocasionada pelo excesso de “carry over” que acompanhava a polpa após os filtros lavadores;
- *Do* (execução): realizar, executar as atividades conforme o plano de ação. Esta fase correspondeu a execução da otimização da operação dos filtros engrossadores;
 - *Check* (verificação): monitorar e avaliar periodicamente os resultados, avaliar processos e resultados, confrontando-os com o planejado. Após um mês a implantação das ações propostas no plano de ação concluímos que a padronização operacional realizada foi eficaz superando a meta estabelecida;
 - *Action* (ação): agir de acordo com o avaliado e de acordo com os relatórios, eventualmente determinar e confeccionar novos planos de ação, de forma a melhorar a qualidade, eficiência e eficácia, aprimorando a execução e corrigindo eventuais falhas (CAMPOS, 2004). Neste estudo não houve a necessidade de intervenção após a implementação do plano de ação.

A Figura 11 mostra de forma ilustrativa o processo descrito acima:

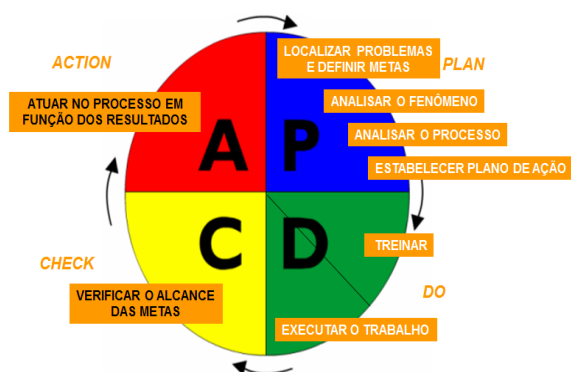


Figura 11 - Ciclo do PDCA (CAMPOS, 2004)

A Figura 12 representa o fluxograma, sequência de um ciclo PDCA:

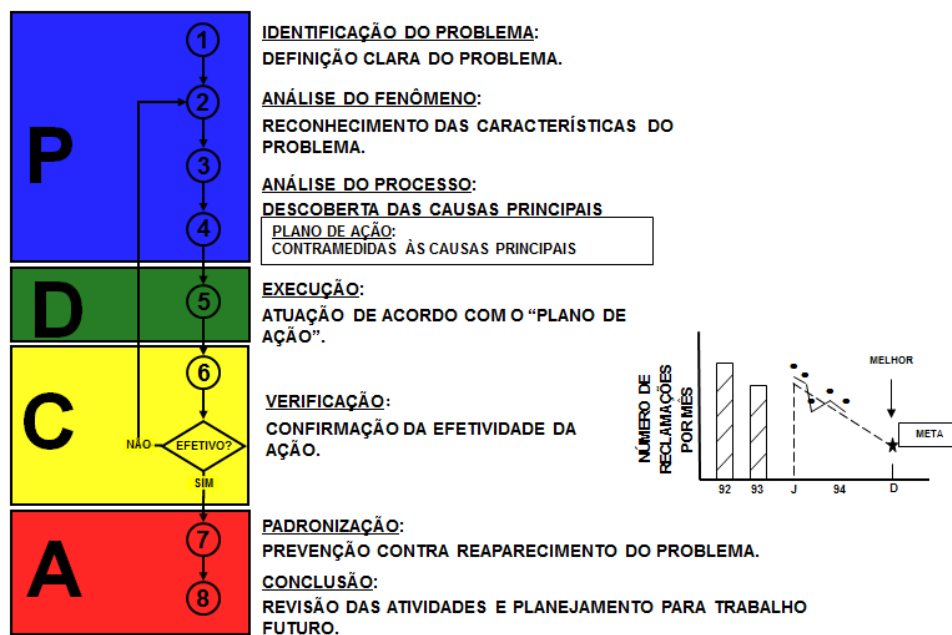


Figura 12 - Fluxograma do processo de PDCA (CAMPOS, 2004)

4.3 Filtros engrossadores

Após o estágio de depuração a polpa passa pelo processo de engrossamento (elevação da consistência), que também funciona como uma etapa de lavagem antes da deslignificação com oxigênio. Para a produção deste trabalho esta foi a etapa do processo de padronizações operacionais que visavam a uniformidade operacional entre todos os operadores de painel com o objetivo de maximizar os efeitos positivos deste estágio. A Figura 13 ilustra os filtros lavadores:

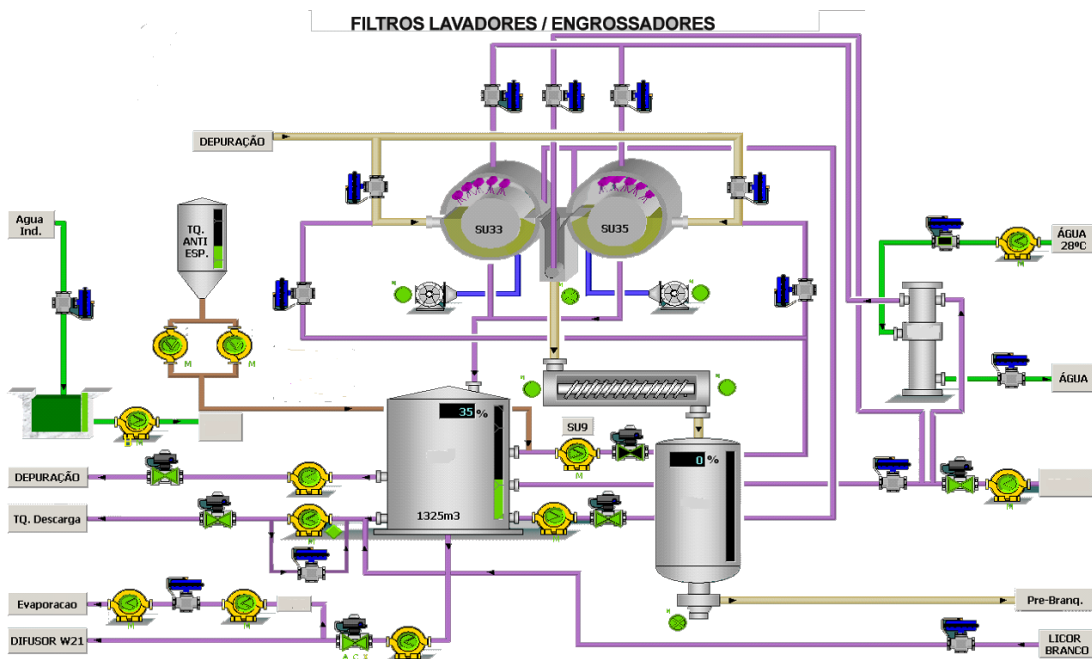


Figura 13 - Filtrros engrossadores da SPC, linha 1 - unidade Mucuri - BA (PI Processbook, 2012)

4.3.1 Otimização operacional dos filtros engrossadores, linha 1 – unidade Mucuri (BA)

Para este estudo, os dados de produção da linha 1 foram determinados de acordo com o orçamento anual da unidade. Para os ajustes realizados nos filtros engrossadores foram considerados os conceitos de lavagem e o manual de operação dos filtros engrossadores (Filtros engrossadores Kamy M – 57, 1990).

Durante muitos anos na unidade Mucuri (linha 1), com relação aos filtros lavadores, trabalhava-se com o conceito de que quanto maior fosse o fluxo de filtrado nos chuveiros melhor seria para o processo. Em produções reduzidas (menores que 1800 tsa/d) esta prática funcionava relativamente bem, entretanto, observava-se que quando a produção estava em valores acima de 1800 tsa/d a eficiência da designificação era extremamente baixa (menor que 28%) e com isso a alvura de entrada no branqueamento também era baixa (média de 45,61 %ISO).

Em virtude de uma busca constante para redução de custos, a equipe de operação dedicou-se exaustivamente para conseguir resolver o problema da baixa eficiência de lavagem dos filtros engrossadores. Após várias análises “in

loco”, percebeu-se que um excesso de filtrado proveniente dos chuveiros de lavagem, que deveria ser drenado e seguir para o tanque de filtrado, acompanhava o fluxo de massa (este efeito era observado na consistência de alimentação do estágio de deslignificação – sendo baixa e ausente de controle), elevando desta forma a quantidade de matéria orgânica no processo de deslignificação e, conseqüentemente, reduzindo a eficiência do referido estágio. Outra causa que contribuía para uma baixa drenabilidade dos filtros engrossadores era o fato de os sopradores de manta dos mesmos serem desligados em produções acima de 1800 tsa/d. Esses sopradores de manta, além da função de destacar a manta dos filtros, também faziam a limpeza da tela, o que contribuía de forma significativa para a drenabilidade e, conseqüentemente, aumento da eficiência de lavagem.

Após as constatações descritas anteriormente, as seguintes ações foram realizadas nos filtros engrossadores:

- Reduziu-se o fluxo dos chuveiros para produção máxima de 5100 l/min para 4800 a 4900 l/min (valores de *set point*): esta redução permitiu que os sopradores de manta trabalhassem ligados, fazendo-se o controle do fluxo dos chuveiros de forma manual;
- Trabalhou-se com os sopradores de manta ligados, pois com isso proporciona-se uma melhor limpeza das telas;
- Trabalhou-se em automático nos filtros;
- Ajustaram-se as válvulas de vácuo;
- Substituiu-se parte do filtrado por condensado secundário da evaporação para melhorar a limpeza nas telas;
- Reduziu-se o fator de diluição da primeira prensa de lavagem de 2,05 para 1,40 para compensar o balanço de filtrado;
- Trabalhou-se com o nível do tanque de filtrado dos filtros engrossadores no máximo em 40% para melhorar o vácuo no sistema.

4.4 Análises estatísticas

Por se tratarem de dados reais de produção e não se ter uma repetibilidade nos dados coletados, utilizou-se para análise estatística e construção dos gráficos o software Minitab 16, disponível para os engenheiros da Suzano Papel e Celulose, onde, especificamente, foram gerados os gráficos de testes de médias com 95% de intervalo de confiança.

5 RESULTADOS E DISCUSSÕES

Este trabalho foi desenvolvido em condições normais de operação e produção da Suzano Papel Celulose linha 1, unidade Mucuri – Ba (plano base de produção - orçamento industrial), e admitiu-se que as características da madeira não sofreram alterações no período de estudo.

5.1 Polpação e lavagem

O quadro abaixo mostra as condições de produção e processo para a polpação para os períodos analisados neste projeto:

Quadro 1 - Condições de produção e processo da etapa de cozimento (PI Processbook, 2012)

COZIMENTO							
Período	Semana	Produção (t _{sa} /d)	Temperatura no topo (°C)	AA (%)	Sulfidez (%)	Kappa	Taxa de lavagem fundo do digestor (%)
Antes da melhoria operacional	1	1810,92	144,24	18,01	27,98	15,87	0,83
	2	2090,45	143,31	18,80	25,78	15,98	0,80
	3	2088,54	142,96	17,72	26,58	15,95	0,80
	4	2107,22	141,50	18,80	25,55	15,88	0,84
	5	1915,40	143,03	18,81	27,14	15,88	0,84
	Média	2007,79	143,01	18,41	26,57	15,92	0,82
Após a melhoria operacional	1	2085,10	143,14	19,15	27,73	15,89	0,85
	2	2204,59	143,17	18,00	26,57	15,67	0,84
	3	1924,37	141,66	18,06	25,79	16,19	0,83
	4	2095,61	142,31	17,70	24,98	16,08	0,83
	Média	2076,74	142,58	18,25	26,31	15,95	0,84

Observando-se os dados do Quadro 1 percebe-se que não houve variação significativa nos dados de produção e na maioria das condições de processo, o que torna os resultados que serão avaliados mais expressivos. Entretanto, a taxa de lavagem no fundo do digestor sofreu um aumento significativo (0,02%), como mostra a Figura 14, que representa o gráfico entre as médias no período.

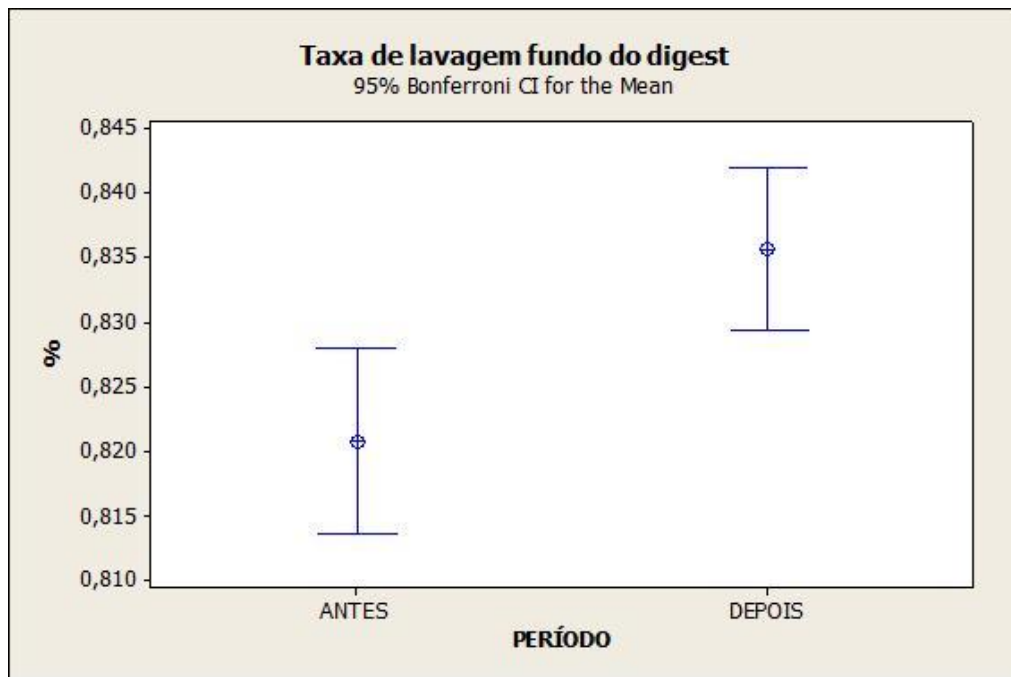


Figura 14 - Gráfico da diferença entre as médias das taxas de lavagem no fundo do digestor (PI Processbook, 2012)

O aumento da lavagem no fundo do digestor foi um fato positivo do trabalho, esta ação foi possível devido à combinação de duas ações: redução do fator de diluição na primeira prensa de lavagem de 2,05 para 1,40 m³/tsa e a inserção de aproximadamente 110,99 m³/h de condensado limpo no circuito de lavagem, o que melhorou a qualidade do filtrado e, conseqüentemente, a lavagem no fundo do digestor. Todos os resultados referentes aos períodos analisados estão nos apêndices 1 e 2.

5.2 Depuração e engrossamento da polpa (lavagem)

A depuração e o engrossamento da massa são os processos subsequentes à polpação e lavagem no fundo do digestor.

O Quadro 2 mostra que antes das ações de otimização e padronização operacionais, os destacadores de manta dos filtros trabalhavam desligados e que após, passaram a trabalhar continuamente ligados. Esta ação foi viabilizada pela redução do fluxo nos chuveiros dos referidos filtros engrossadores. Também foram observados três outros fatores importantes que contribuíram diretamente para o aumento de eficiência do estágio de lavagem:

a elevação do vácuo em ambos os filtros (ajustes mecânicos nas válvulas de vácuo), a inserção de condensado limpo no circuito de filtrado que antes não se usava e após passou-se a utilizar em média 110,99 m³/h, ação também viabilizada pela redução do fator de diluição na primeira prensa de lavagem. As demais condições de produção e processo não sofreram variações significativas, fato que favoreceu a comparação entre os períodos analisados.

Quadro 2 - Condições de processo da depuração e engrossamento da polpa - Lavagem (PI Processbook, 2012)

Depuração		Filtros engrossadores								
Período	CS de alimentação (%)	Vácuo do filtro 33 (bar)	Vácuo do filtro 35 (bar)	Fluxo dos chuveiros (l/min)		CS de descarga (%)	Níveis da tina		Condensado (m ³ /h)	FD (m ³ /tsa)
Antes da melhoria operacional	4,24	0,13	0,17	4415,90	4684,12	14,20	84,54	84,49	0,00	2,41
	4,33	0,13	0,17	5133,69	5143,94	15,03	82,08	82,06	0,00	1,90
	4,37	0,14	0,15	5310,60	5303,98	14,67	84,71	84,52	0,00	2,10
	4,37	0,12	0,15	5191,74	5260,00	13,90	85,27	85,18	0,00	1,89
	4,41	0,14	0,16	5007,32	5007,11	13,82	85,59	85,50	0,00	1,92
	4,35	0,13	0,16	5012,13	5084,24	14,36	84,37	84,28	0,00	2,05
Após a melhoria operacional	4,40	0,22	0,26	4796,72	4805,48	14,45	84,20	84,06	108,41	1,51
	4,38	0,22	0,27	4896,79	4899,13	14,43	84,59	84,45	100,87	1,40
	4,45	0,24	0,26	4831,40	4831,51	14,54	84,88	84,82	115,92	1,35
	4,40	0,22	0,26	4913,90	4915,71	14,01	84,99	84,98	120,03	1,34
	4,41	0,23	0,26	4857,70	4861,00	14,37	84,65	84,57	110,99	1,40

A Figura 15 mostra as médias entre os sistemas de vácuo nos filtros engrossadores. Observa-se que ambas são estatisticamente diferentes pelo teste de Tukey ao nível de 5% de significância. A elevação do vácuo melhora o sistema de drenagem dos filtros e conseqüentemente eleva a eficiência de lavagem do sistema.

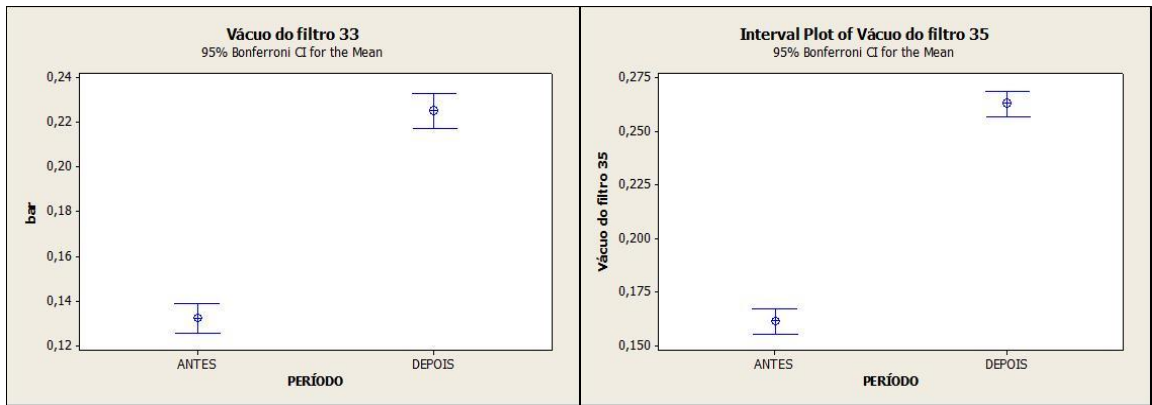


Figura 15 - Gráficos das médias dos vácuos nos filtros engrossadores (PI Processbook, 2012)

Embora não tenha apresentado uma diferença estatística entre as médias dos fluxos nos chuveiros de lavagem, este fator e a redução do fator de diluição na primeira prensa de lavagem tiveram papéis fundamentais nos resultados obtidos no trabalho, pois se acreditava que quanto maior fosse este fluxo e o fator de diluição melhor seria a lavagem e este paradigma foi quebrado com a redução dessas variáveis de processo. Este fato pode ser comprovado observando-se a Figura 16 que mostra uma redução significativa da condutividade do filtrado de lavagem, o que representa o aumento de eficiência do sistema de lavagem.

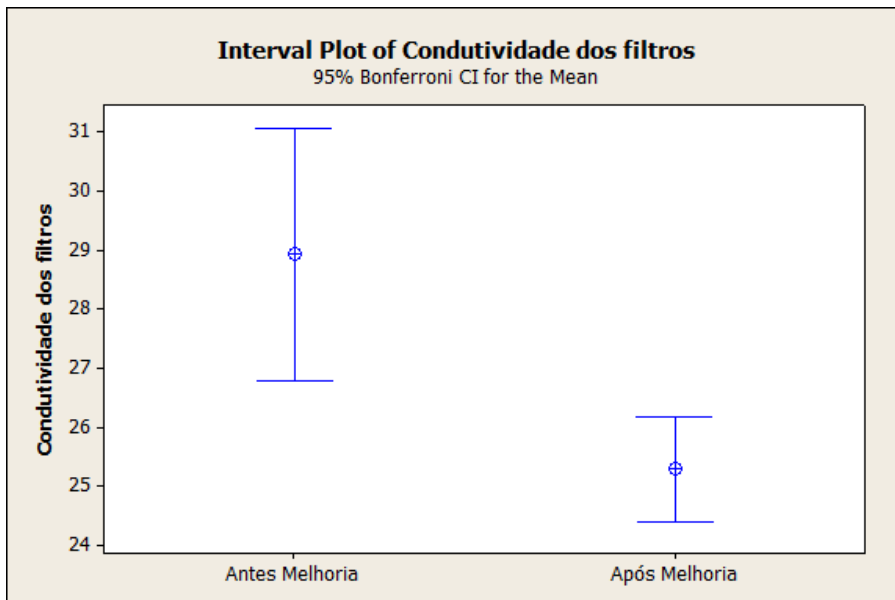
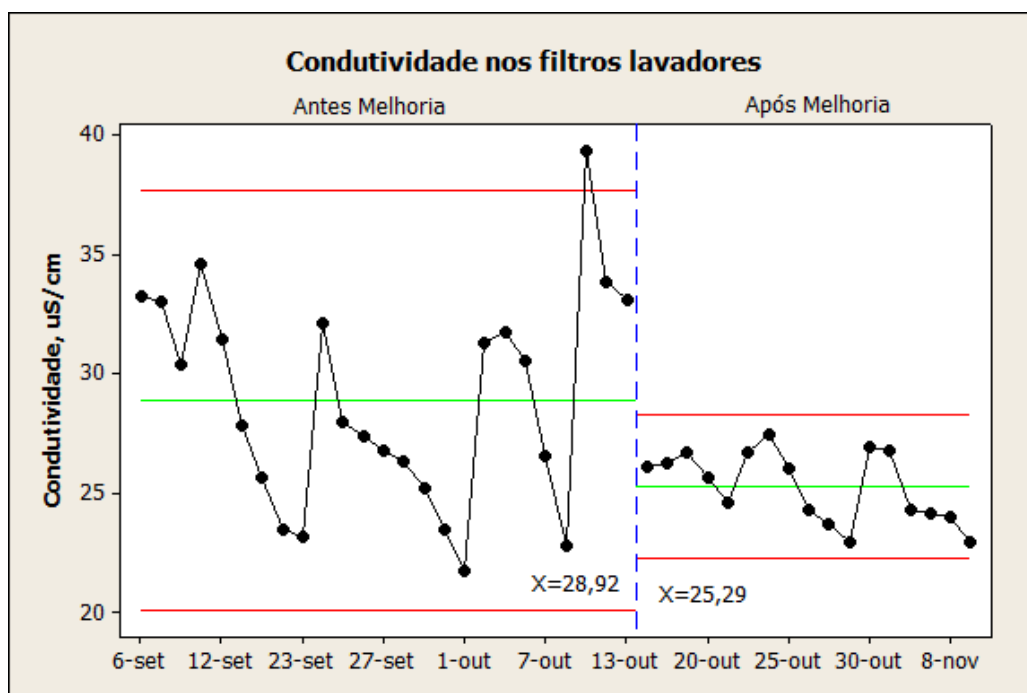


Figura 16 - Gráficos das médias das condutividades do filtrado de lavagem (PI Processbook, 2012)

Com o intuito de evidenciar com maior clareza os resultados alcançados, a Figura 17 apresenta o sequencial da condutividade do filtrado antes e após as melhorias operacionais.



5.3 Deslignificação com oxigênio e branqueamento

Os estágios de deslignificação com oxigênio e branqueamento do processo serviram como variáveis de resposta à otimização da etapa de depuração e lavagem. O primeiro impacto a ser observado foi a elevação da eficiência da deslignificação com oxigênio, que teve um incremento de aproximadamente 13,52%, saindo de uma média de 27,84 para 31,60% (Figuras 19 e 20). Isto se justifica porque as alterações no processo de lavagem reduziram o *carry over* que consome tanto álcali como oxigênio e faz com que a eficiência da deslignificação seja reduzida.

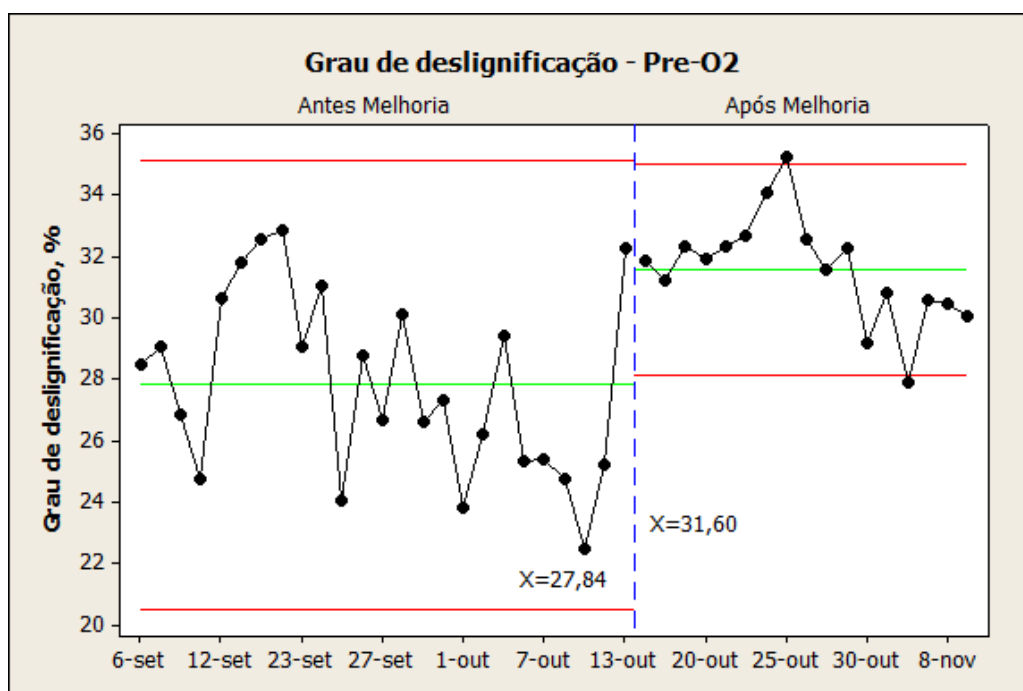


Figura 18 - Gráfico do grau de deslignificação da Pré-O₂ (PI Processbook, 2012)

A Figura 18 mostra que além da elevação do grau de deslignificação também houve redução da variabilidade deste parâmetro, deixando o processo mais estável.

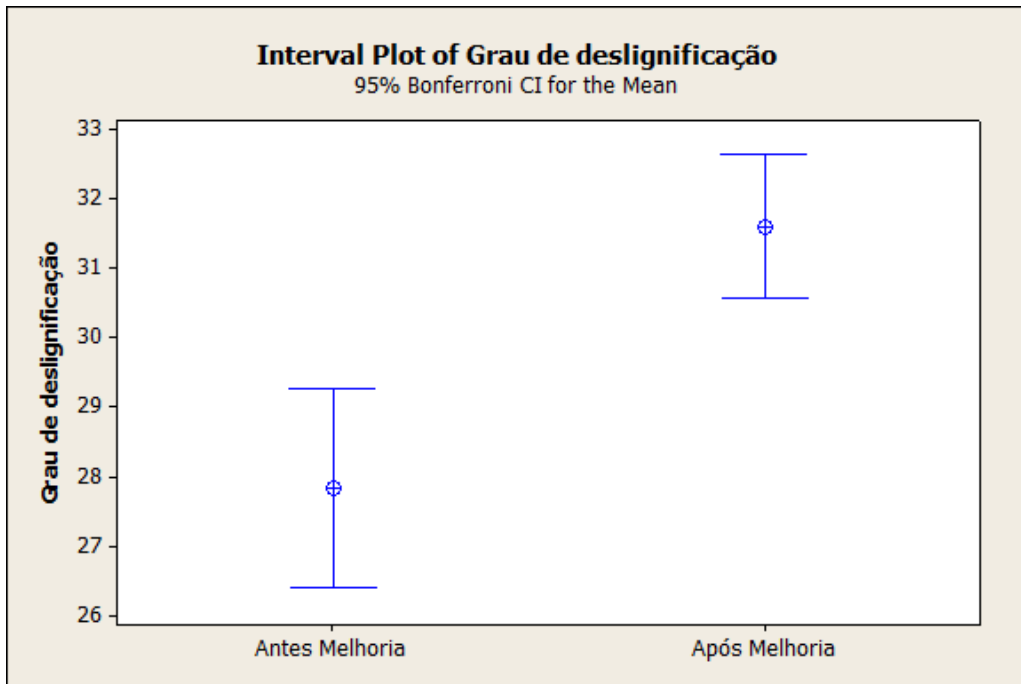


Figura 19 - Teste de médias entre as medidas do grau de deslignificação (PI Processbook, 2012)

A Figura 19 vem ratificar e mostra através dos testes das médias que os dois períodos analisados possuem médias estatisticamente diferentes ao nível de 5% de significância.

Como consequência da elevação do grau de deslignificação com oxigênio, teve-se um incremento na ordem de 8,15% na alvura de entrada do branqueamento. A Figura 20 evidencia o impacto positivo da elevação de eficiência do processo de lavagem nesta variável do processo:

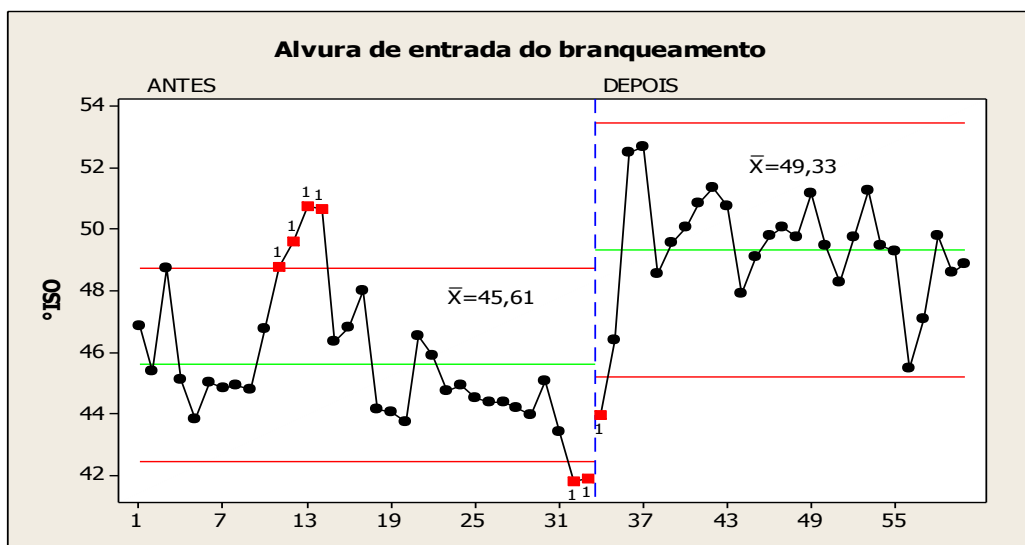


Figura 20 - Gráfico sequencial da alvura do branqueamento (PI Processbook, 2012)

A alvura na entrada do branqueamento foi uma das variáveis mais observadas ao logo do desenvolvimento desse estudo, visto que é uma variável constantemente analisada pelo nível gerencial.

Esta variável que está diretamente ligada à eficiência do estágio de deslignificação, com isso observa-se que o gráfico da Figura 20 tem o mesmo comportamento do gráfico apresentado na Figura 18. Antes da otimização operacional descrita no item 4, a alvura de entrada no branqueamento apresentava uma média de 45,61% ISO, porém percebe-se, pela Figura 20, que as alvuras de entrada no branqueamento antes dos ajustes operacionais estavam próximas a faixa de 44% ISO, e que após as modificações operacionais as alvuras de entrada no branqueamento passaram a média de 49,33% ISO, com picos acima de 50% ISO.

Na Figura 21 observa-se que as médias são estatisticamente diferentes ao nível de significância de 5% de acordo com o teste Tukey.

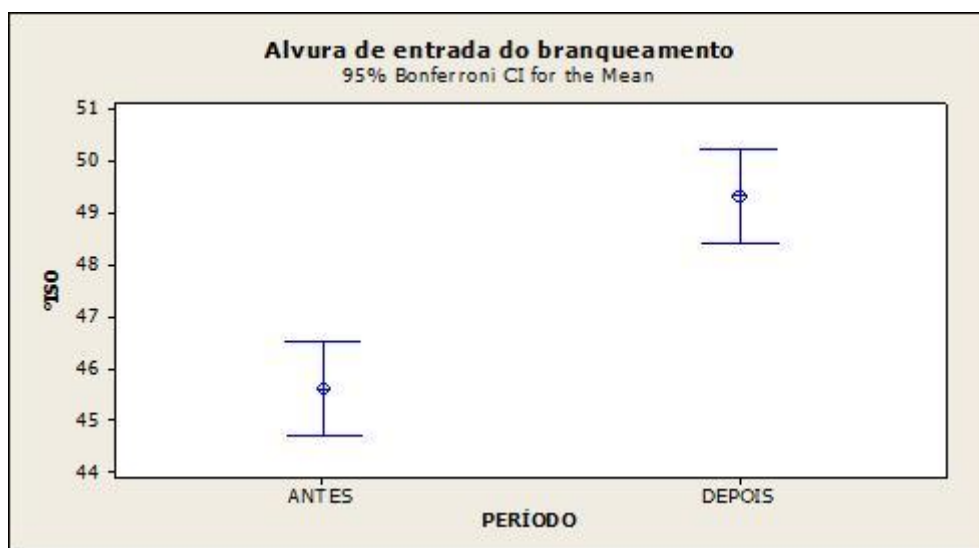


Figura 21 - Teste de médias entre as médias de alvura de entrada do branqueamento (PI Processbook, 2012)

O Quadro 3 apresenta as condições de processo da deslignificação com oxigênio e entrada do branqueamento durante os períodos analisados. Todos os resultados referentes aos períodos analisados estão no apêndice 5 e 6.

Quadro 3 - Condições de processo da deslignificação com oxigênio e entrada do branqueamento (PI Processbook, 2012)

Pré-O ₂ e branqueamento						
Período	CS de alimentação (%)	Temperatura (°C)	Carga de O ₂ (kg/tsa)	Carga Alcalina (Kg/tsa)	Grau de deslignificação com O ₂ (%)	Alvura de entrada do branqueamento (%ISO)
Antes da melhoria operacional	11,53	107,76	19,25	20,11	28,24	45,69
	11,30	100,08	17,79	17,78	27,97	48,04
	11,60	108,14	19,47	19,48	27,41	45,31
	11,52	107,29	20,83	20,45	27,34	44,49
	11,38	106,85	20,95	20,32	28,04	43,25
	11,49	105,94	19,39	19,50	27,84	45,61
Após a melhoria operacional	11,57	101,72	17,29	18,38	32,18	49,11
	11,46	100,24	16,81	18,30	32,80	49,98
	11,53	97,31	16,75	18,59	31,21	49,88
	11,58	103,05	19,11	19,89	29,98	48,18
	11,54	100,49	17,43	18,75	31,60	49,33

O incremento de alvura na saída da deslignificação com oxigênio teve uma contribuição direta na redução dos principais químicos no branqueamento, tais como dióxido de cloro e peróxido de hidrogênio (Figura 22 e 23).

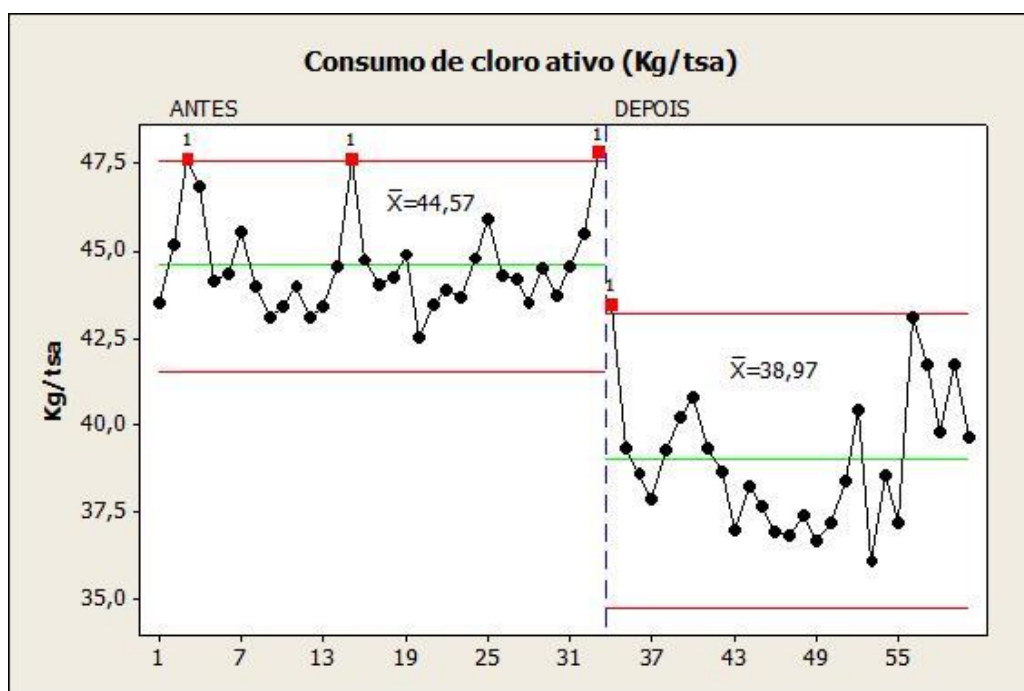


Figura 22 - Consumo específico de cloro ativo - kg/tsa (PI Processbook, 2012)

Com base na Figura 22, observa-se que a otimização operacional nos filtros engrossadores, resultou em uma etapa de lavagem mais eficiente, contribuindo de forma significativa para que a carga de dióxido de cloro do branqueamento passasse de um patamar de 44,57 para 38,97 kg/tsa. Este valor é considerado excelente pela indústria em função dessa ser uma linha de produção antiga e estar com um ritmo de produção acima do nominal.

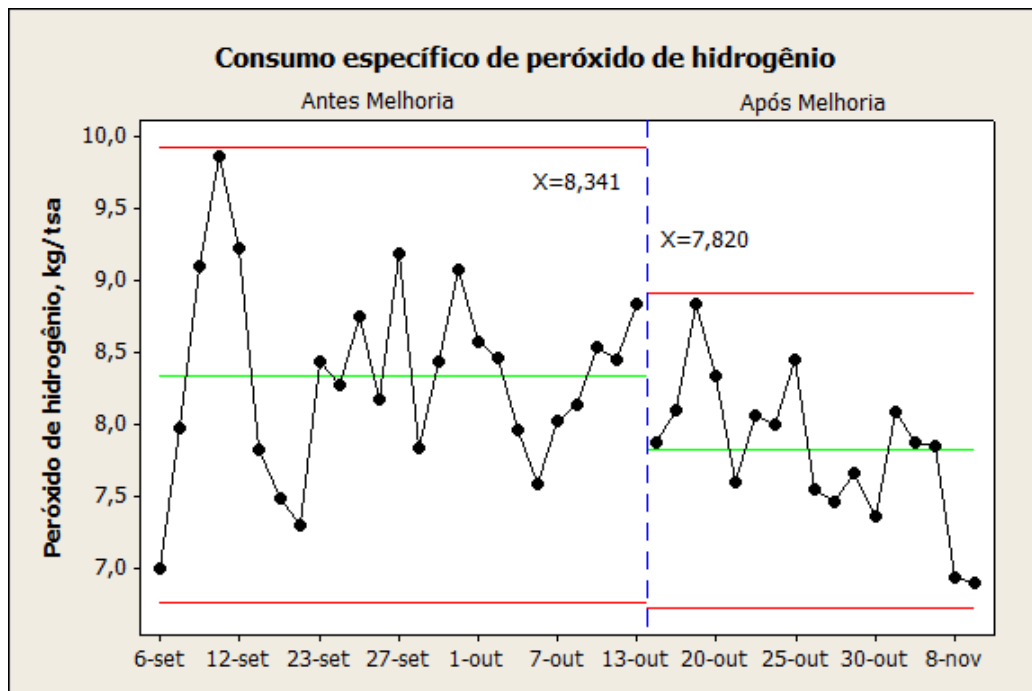


Figura 23 - Consumo específico de peróxido de hidrogênio - kg/tsa (PI Processbook, 2012)

A Figura 23 apresenta o consumo de peróxido de hidrogênio e observa-se que a carga deste químico sofreu uma redução na ordem de 5,87%, passando de uma média de 8,34 para 7,82 kg/tsa.

A redução da carga de químicos no branqueamento teve um reflexo direto na redução da variabilidade e do residual de peróxido de hidrogênio na polpa branqueada. A média de viscosidade que no período 1 era de 730 dm^3/kg , passou a ser de 745 dm^3/kg no período 2. Este fato se justifica por um branqueamento menos agressivo em função da otimização realizada no processo de lavagem, o que proporcionou uma redução no *carry over* do sistema de uma forma geral, (Figura 24).

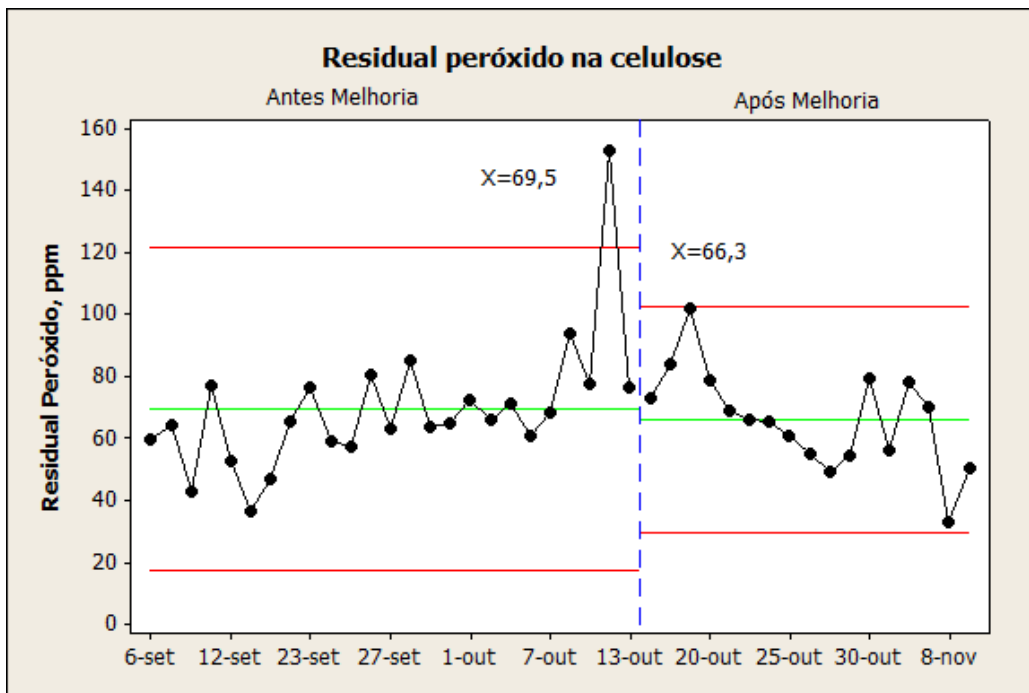


Figura 24 - Residual de peróxido de hidrogênio no final do branqueamento (PI Processbook, 2012)

Outros parâmetros importantes foram observados após a melhoria operacional nos filtros engrossadores, sendo um deles uma redução na variabilidade da alvura na saída do branqueamento seguida de uma elevação na média desta alvura, (Figura 25).

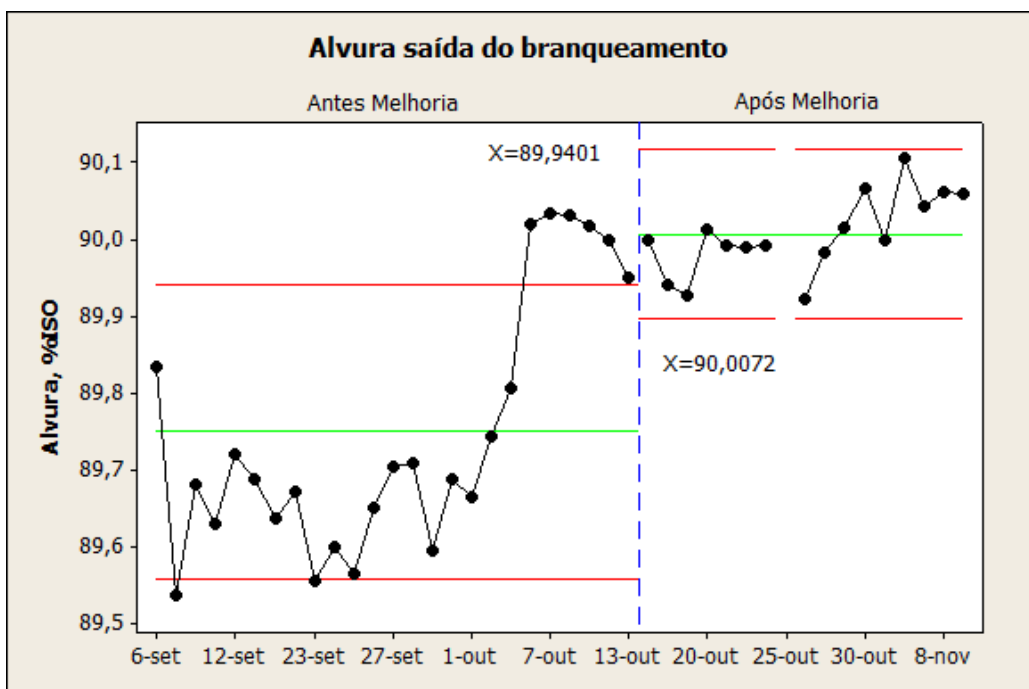


Figura 25 - Alvura final na saída do branqueamento (PI Processbook, 2012)

Outro parâmetro observado após melhoria foi uma redução na variabilidade e na média da condutividade da celulose branqueada, variável que em combinação com o residual de peróxido são de extrema importância para as máquinas de papel, onde quanto menor melhor. (Figura 26)

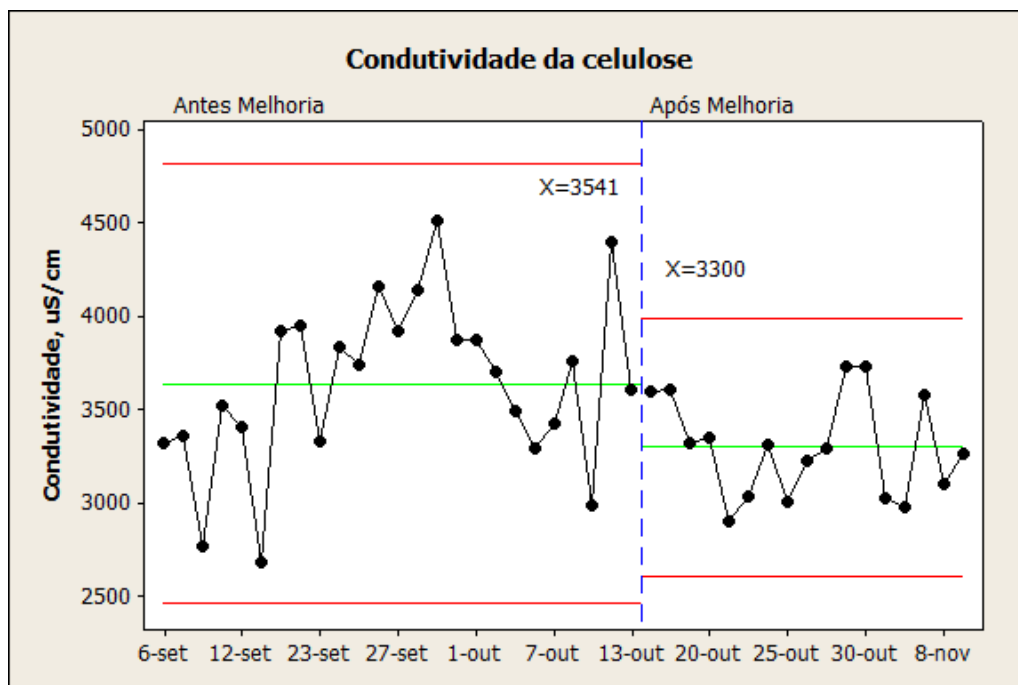


Figura 26 - Condutividade da celulose branqueada (PI Processbook, 2012)

5.4 Retorno financeiro

Com base na redução dos principais químicos do branqueamento apresentados nas Figuras 23 e 24, calculou-se a estimativa para a redução de custo na produção de celulose da SPC, linha 1, Mucuri (BA).

Informações para os cálculos:

- Produção orçada para um ano de campanha - 702.000 tsa;
- Custo da produção de dióxido de cloro - R\$1,58/t;
- Custo de compra do peróxido de hidrogênio - R\$1,12/t;
- Redução do consumo de dióxido de cloro conseguida no projeto (como cloro ativo) - 5,60 kg/tsa;
- Conversão de cloro ativo para dióxido de cloro - 2,63;
- Redução do consumo de peróxido de hidrogênio no projeto - 0,521 kg/tsa.

Para tanto, o Quadro 4 apresenta os cálculos do retorno financeiro alcançado com a execução deste projeto.

Quadro 4 - Retorno financeiro após melhorias sugeridas pelo projeto (PI Processbook, 2012)

Retorno financeiro	
Produção anual (t/a)	700.000
Redução de ClO ₂ como ClO ₂ (Kg/t/a)	2,13
Redução de H ₂ O ₂ (Kg/t/a)	0,52
Preço do ClO ₂ R\$/t	1,58
Preço do H ₂ O ₂ R\$/t	1,12
Retorno Financeiro anual (R\$)	2.762.660,99

Com base nas informações para o cálculo estabelecido, a Suzano Papel e Celulose teve uma redução de custo variável estimada em aproximadamente R\$2.762.660,99 em um ano de operação.

Dois fatores importantes para serem ressaltados são: 1º - não houve a necessidade de investimentos financeiros com as melhorias realizadas, 2º - o período de referência antes das modificações se refere a um período posterior à parada geral, o que desvincula os resultados alcançados a qualquer intervenção de manutenção na unidade.

5.5 Teor de sólidos no licor preto

Pelo fato da indústria de celulose ser um processo interligado, esperava-se que as otimizações realizadas no processo de lavagem tivessem impactos diretos na evaporação, entretanto, os resultados apresentados no Quadro 5 não mostram nenhum impacto na referida etapa, embora, tenha-se elevado o envio de licor preto fraco da linha de fibras para a área da evaporação e o nível de estocagem de licor preto fraco tenha tido uma leve redução. O fato de a Suzano unidade Mucuri ter as duas linhas de produção interligadas pode ter contribuído fortemente para a não observação de resultados positivos no circuito de licor preto fraco e, portanto, não se pode afirmar que esta área sofreu alguma interferência da otimização operacional

realizada nos filtros engrossadores. Todos os resultados referentes aos períodos analisados estão nos apêndices 7 e 8.

Quadro 5 - Condições de produção e processo de evaporação

LP 15%					
Período	Teor de sólidos (%)	Produção da Eva (m ³ /h)	Fluxo da Linha de fibras para EVA (m ³ /h)	Fator de diluição (m ³ /tsa)	Níveis da estocagem LP15 (%)
Antes da melhoria operacional	17,93	598,30	701,83	2,41	67,18
	17,31	619,64	694,31	1,90	65,54
	17,43	612,21	698,47	2,10	70,13
	17,68	600,01	685,23	1,90	68,71
	17,52	553,67	680,75	1,92	70,15
	17,60	597,41	689,56	2,05	68,21
Após a melhoria operacional	17,24	578,59	731,18	1,51	66,64
	17,20	626,25	760,12	1,40	59,59
	17,43	609,06	732,45	1,35	65,34
	17,42	627,17	710,92	1,34	67,14
	17,32	609,64	734,51	1,40	64,59

5.6 DQO do efluente do branqueamento

Em função da evidente melhora no sistema de lavagem dos filtros engrossadores e da redução da aplicação de químicos no branqueamento a tendência da DQO do efluente era sofrer uma redução, fato que pode ser observado no Quadro 6.

Quadro 6 - Condições do efluente antes (1) e após (2) a melhoria operacional

Efluente		
Período	DQO (Kg/t) saída	Vazão (m ³ /d)
Antes da Melhoria Operacional	15,68	11.946,89
Após a Melhoria Operacional	14,28	12.386,44

O Quadro 6 mostra que apesar da elevação de aproximadamente de 3,68% na vazão do efluente do branqueamento para a estação de tratamento houve uma redução de aproximadamente 8,96% na carga gerada no branqueamento, portanto, a otimização operacional contribuiu de forma positiva para a geração de efluentes da linha1, resultado justificado por um processo produtivo mais eficiente e menos agressivo.

5.7 Resultados na máquina de papel

Embora não tenha sido objetivo deste estudo, a Figura 27 mostra que após as melhorias operacionais realizadas nos filtros engrossadores a máquina de papel também teve uma redução na variabilidade e consumo de alvejante.

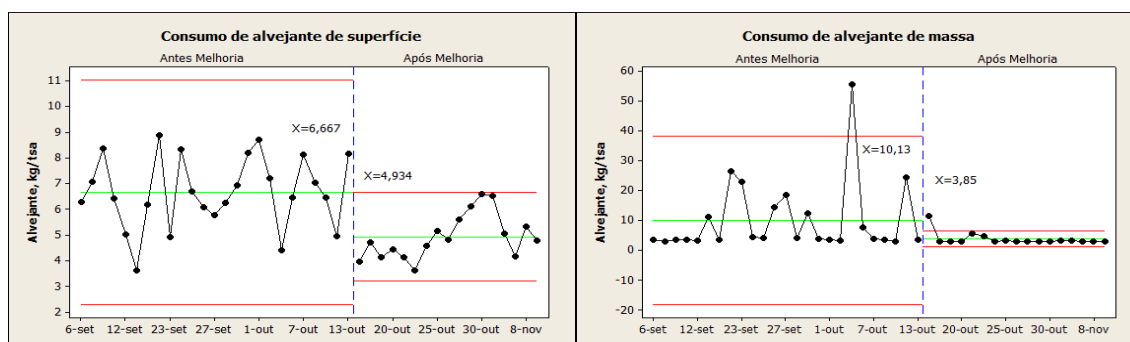


Figura 27 - Consumo de alvejante na máquina de papel - kg/tsa (PI Processbook, 2012)

Esses resultados também refletiram na redução do custo de produção do papel. Tais melhorias podem estar associadas as melhorias nos lavadores em função da redução da condutividade da polpa enviada para a máquina de papel. Entretanto, como outras informações de processo não foram analisadas não se pode, antes de testes mais apurados, afirmar tais possibilidades.

6 CONCLUSÃO

A partir das seguintes melhorias operacionais estabelecidas:

- Redução do fluxo dos chuveiros para produção máxima de 5100 l/min para 4800 a 4900 l/min;
- Adotou-se a prática de trabalhar com os sopradores de manta ligados;
- Trabalhou-se em automático nos filtros;
- Ajuste mecânico das válvulas de vácuo;
- Substituiu-se parte do filtrado por condensado secundário da evaporação para melhorar a limpeza nas telas;
- Reduziu-se o fator de diluição da primeira prensa de lavagem de 2,05 para 1,40 para compensar o balanço de filtrado;
- Trabalhou-se com o nível do tanque de filtrado dos filtros engrossadores no máximo em 40% para melhorar o vácuo no sistema.

Atingiram-se as seguintes melhorias operacionais:

- Elevação do fator de lavagem no fundo do digestor que passou de uma média de 0,82 para 0,84, ação que proporcionou uma lavagem mais eficiente no fundo do digestor;
- Elevação dos vácuos dos filtros engrossadores que saíram de uma média de 0,13 e 0,16 para 0,23 e 0,26 bar, onde esta melhoria contribuiu de forma direta para melhorar a drenabilidade dos filtros e conseqüentemente uma lavagem mais eficiente;
- Inserção de aproximadamente 111 m³/h de condensado limpo no circuito de filtrado, proporcionando um filtrado de lavagem mais limpo e com uma menor condutividade;
- Incremento na eficiência da deslignificação com oxigênio, a qual passou de uma média de 27,84% para 31,60%;
- Elevação da alvura de entrada do branqueamento, onde esta variável saiu de uma média de 45,61 para 49,33% ISO;

- Redução de 12,56% no consumo de cloro ativo no branqueamento;
- Redução de 5,87% no consumo de peróxido de hidrogênio no branqueamento;
- Redução de 4,62% no residual de peróxido de hidrogênio no último estágio do branqueamento; ação extremamente positiva para a máquina de papel que também refletiu na redução de 6,81% na condutividade da celulose;
- Redução de 8,96% na carga gerada pelo efluente do branqueamento e;
- Levando-se em consideração apenas a redução do dióxido de cloro e peróxido de hidrogênio a companhia teve uma estimativa de redução de custo variável anual de aproximadamente R\$2.762.660,99, ressaltando-se que não houve investimento financeiro para o alcance deste resultado.

Também foram observados dois outros benefícios: redução do consumo de alvejante de superfície e massa na máquina de papel após a otimização nos filtros engrossadores. Entretanto, devido não se ter analisado as condições de processo (gramatura, velocidade da máquina, percentual de refugo, específico de carga, entre outras) na referida área não se pode afirmar que tais resultados são consequências da melhoria realizada na etapa de lavagem da polpa marrom, embora, saiba-se que uma eficiente etapa de lavagem tem reflexos positivos em todo o ciclo produtivo.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ALA-KAILA, K.; REILAMA, I. Step-wise delignification response in an industrial two stage oxygen-alkali delignification process. **Pulp and Paper Canada**, v. 102, n. 6, p.53-55, 2001.

BARNA, J.; SALVADOR, E.; SALLES, D. V. C.; COLODETTE, J. L. **Efeito da adição de H₂O₂ na deslignificação com oxigênio em duplo estágio**. In: Congresso Anual De Celulose E Papel – ABTCP, 29., 1996, São Paulo. **Anais...** São Paulo: 1996. p.107-122.

CHEN, S.; LUCIA, L.A. **Fundamental insight into the mechanism of oxygen delignification of kraft pulp: The influence of a novel carbohydrate protective system**. Cellulose Chemistry and Technology, v.36, n.3-4, p. 339-351, 2002.

COLODETTE, J.L.; GOMIDE, J. L.; BATISTA, J. C. **Efeito de aditivos na deslignificação com oxigênio de polpa kraft de eucalipto**. 22º Congresso Anual de Celulose e Papel - ABTCP Anais. São Paulo, Brasil. p. 217-236, 1989.

D'ALMEIDA, M. L. O. Celulose e Papel. **Tecnologia de fabricação de pasta celulósica**. v. 1, 2. ed., Cap. 3. São Paulo: IPT-SENAI, 1988.

EDMUND, R. L. **“Estudo sobre elementos não processuais no processo de produção de celulose kraft”**. Monografia apresentada á Escola Politécnica da Universidade de São Paulo para obtenção do título de Especialista em Celulose e Papel, 2004.

ERICSSON, B.; LINDGREN, B.O.; THEANDER, O. **Factors influencing the carbohydrate degradation under oxygen-alkali bleaching**. Svensk papperstidning, v. 22, n. 11, 1971.

HISE, R. Chlorination. In: DENCE, C.W.; REEVE, D.W. **Pulp bleaching – principles and practice**. Atlanta, Georgia-USA: Tappi Press, 1996. Seção IV, cap. 2, p. 241-259.

JOUTSIMO, O.; VUORENVIRTA, K.; FUHRMANN, A. **Leaching phenomena in pulp – with and without oxygen delignification**. In: TAPPI International Pulp Bleaching Conference, 2002, Portland. Proceedings... Portland: 2002.

Kvæerner Pulping – **Manual de operação, Otimização do Cozimento Suzano**, unidade Mucuri – BA, 2004.

McKAGUE, A.B.; CARLBERG, G. **Effluent characteristics and composition**. In DENCE, C., REEVE, D.W. Pulp Bleaching Principles And Practice. Atlanta: Tappi Press, 1996

MOKFIENSKI, A. **Fundamentos de Lavagem de polpa**. 2º Encontro de Operadores de Sistema de Lavagem e Branqueamento Universidade Federal de Viçosa – Viçosa MG, ABTCP 2003

PI PROCESSBOOK - **Suzano Papel e Celulose**, unidade Mucuri, Bahia, 2012.

ROGERS, J.; FUNO, P.; NERY, J. **A lavagem da polpa**. O Papel, São Paulo, Brasil, Vol. 57, No. 3, 1996, pp. 30 –38.

Treinamento Metso: **Teoria Compact Cooking**. André Domingues, MA, 2013.

TRINDADE, H. de S. **A importância da lavagem da polpa nos estágios de branqueamento**. 2003. 62p. Dissertação (Pós-graduação Lato Sensu em Tecnologia de Celulose e Papel) – Universidade Federal de Viçosa, Viçosa, 2003.

ZOU, H.; LIUKKONEN, A.; COLE, B.; GENCO, J.; MILLER, W. **Influence of kraft pulping on the kinetics of oxygen delignification** Tappi Journal, v. 83, n. 2, p. 65-71, 2000.

APÊNDICES

Apêndice 1

Quadro 7: Condições de produção e processo do cozimento, antes da melhoria operacional.

1	COZIMENTO					
Data	Produção (tsa/d)	Temperatura no topo (°C)	AE (%)	Sulfidez (%)	Kappa	Taxa de lavagem fundo do digestor (%)
06/09/2011	1997,02	142,98	18,18	27,90	16,02	0,85
07/09/2011	2037,69	145,08	17,90	29,64	15,69	0,84
08/09/2011	1413,94	145,62	17,68	28,23	15,77	0,82
09/09/2011	1548,49	141,96	18,45	29,34	16,35	0,82
10/09/2011	1293,88	144,39	18,19	26,54	15,65	0,82
11/09/2011	2137,99	145,00	17,76	26,97	15,78	0,82
12/09/2011	2247,43	144,67	17,93	27,27	15,84	0,82
13/09/2011	2247,32	143,99	17,62	26,75	15,78	0,80
14/09/2011	2171,99	143,87	18,01	26,56	15,86	0,80
17/09/2011	1575,28	141,68	21,52	25,97	16,03	0,81
18/09/2011	2125,27	144,71	21,63	27,01	15,71	0,80
19/09/2011	2248,39	144,27	17,69	24,85	15,61	0,80
22/09/2011	2247,39	143,32	17,68	25,26	16,44	0,80
23/09/2011	2017,55	141,31	17,45	24,10	16,40	0,80
24/09/2011	2017,21	140,52	17,69	25,70	16,39	0,80
25/09/2011	2145,63	142,70	17,53	25,98	15,76	0,80
26/09/2011	2248,05	143,34	17,78	25,99	16,00	0,80
27/09/2011	2247,83	143,89	17,74	27,75	15,94	0,80
28/09/2011	2028,45	141,67	17,75	27,11	16,08	0,80
29/09/2011	2200,10	143,12	17,41	27,58	16,00	0,81
30/09/2011	1732,54	145,46	18,12	25,92	15,51	0,82
01/10/2011	2258,60	142,21	17,72	27,24	15,72	0,82
02/10/2011	1976,10	140,71	18,45	25,01	15,65	0,84
03/10/2011	2122,44	141,24	17,64	24,72	15,93	0,84
04/10/2011	2177,11	141,51	18,13	25,31	15,97	0,84
05/10/2011	2247,81	141,74	18,12	25,63	15,85	0,84
06/10/2011	1700,78	141,31	23,68	25,83	15,93	0,84
07/10/2011	2267,74	141,81	17,89	25,10	16,13	0,84
08/10/2011	1794,60	142,21	18,74	25,92	16,12	0,84
09/10/2011	2160,81	143,45	19,23	26,09	16,00	0,84
10/10/2011	2047,11	144,66	19,10	26,89	15,45	0,84
11/10/2011	2158,90	143,48	17,84	27,87	15,81	0,84
12/10/2011	1415,60	141,35	19,15	28,93	16,04	0,84
Média	2007,79	143,01	18,41	26,57	15,92	0,82

Apêndice 2

Quadro 8: Condições de produção e processo do cozimento, após a melhoria operacional.

1	COZIMENTO					
Data	Produção (tsa/d)	Temperatura no topo (°C)	AE (%)	Sulfidez (%)	Kappa	Taxa de lavagem fundo do digestor (%)
13/10/2011	1795,31	143,27	19,00	28,01	16,21	0,84
14/10/2011	2248,08	143,84	17,79	28,41	15,58	0,84
15/10/2011	2220,49	143,22	19,13	28,38	15,77	0,89
16/10/2011	2246,76	142,77	18,86	26,56	15,80	0,85
17/10/2011	2247,74	143,26	17,81	28,16	15,85	0,84
18/10/2011	1606,00	141,56	23,65	27,49	16,26	0,84
19/10/2011	2231,30	144,07	17,79	27,09	15,77	0,84
20/10/2011	2247,75	143,28	17,44	26,65	15,66	0,84
21/10/2011	2206,31	143,30	18,24	27,63	15,55	0,84
22/10/2011	2247,58	143,58	17,84	26,61	15,52	0,84
23/10/2011	2247,22	144,04	18,13	26,42	15,50	0,84
24/10/2011	2088,02	142,72	18,00	25,44	15,94	0,84
25/10/2011	2158,56	142,51	17,88	25,92	15,74	0,84
26/10/2011	2236,70	142,77	18,48	27,30	15,76	0,84
27/10/2011	2194,14	142,95	18,33	26,70	15,87	0,84
28/10/2011	1988,91	142,06	17,70	25,43	16,31	0,83
29/10/2011	1994,68	141,37	17,18	24,25	16,39	0,82
30/10/2011	1671,23	140,67	17,41	25,78	16,38	0,82
31/10/2011	1677,55	140,52	19,83	26,22	16,48	0,83
01/11/2011	1882,22	141,29	17,43	26,33	16,13	0,82
02/11/2011	2061,85	142,73	18,59	25,79	15,76	0,82
03/11/2011	2058,85	142,02	17,96	25,51	15,97	0,83
04/11/2011	2122,44	141,65	17,68	26,31	15,95	0,84
05/11/2011	2156,87	141,85	17,75	24,27	16,06	0,82
06/11/2011	2279,32	142,96	17,73	23,94	16,04	0,82
07/11/2011	1708,17	142,84	17,58	23,85	16,13	0,82
08/11/2011	2248,03	142,57	17,48	26,00	16,31	0,83
Média	2076,74	142,58	18,25	26,31	15,95	0,84

Apêndice 3

Quadro 9: Condições de processo da depuração e lavagem, antes da melhoria operacional.

1	Depuração	Filtros engrossadores									
Data	CS de alimento. (%)	Destacador de manta (on/off)	Vácuo do filtro 33	Vácuo do filtro 35	Fluxo dos chuveiros (l/min)		CS de descarga (%)	Níveis da tina		Condensado (m ³ /h)	FD (m ³ /t _{sa})
06/09/2011	4,40	Off	0,13	0,16	5431,25	5433,98	14,36	83,65	83,75	0,00	2,10
07/09/2011	4,40	Off	0,11	0,15	5501,06	5494,60	14,38	84,11	83,88	0,00	2,64
08/09/2011	3,93	Off	0,14	0,17	2955,95	3863,23	14,40	84,60	85,00	0,00	2,81
09/09/2011	4,32	Off	0,15	0,15	2963,78	3937,76	14,10	84,88	84,86	0,00	2,40
10/09/2011	3,81	Off	0,15	0,16	3401,48	3403,66	14,38	85,13	85,12	0,00	2,50
11/09/2011	4,40	Off	0,15	0,18	5201,65	5206,46	13,62	84,70	84,41	0,00	2,46
12/09/2011	4,40	Off	0,10	0,20	5456,15	5449,14	14,14	84,72	84,39	0,00	1,96
13/09/2011	4,40	Off	0,13	0,19	5461,98	5451,69	14,13	80,00	79,85	0,00	1,90
14/09/2011	4,31	Off	0,11	0,16	5132,83	5110,02	13,97	81,70	82,07	0,00	1,77
17/09/2011	4,01	Off	0,15	0,17	3942,03	3936,90	14,28	84,02	83,74	0,00	1,86
18/09/2011	4,36	Off	0,12	0,18	5196,04	5192,34	14,41	83,85	83,25	0,00	2,12
19/09/2011	4,40	Off	0,11	0,17	5441,21	5515,43	14,64	82,73	82,26	0,00	1,80
22/09/2011	4,40	Off	0,13	0,15	5492,56	5499,97	17,32	82,21	82,26	0,00	1,80
23/09/2011	4,40	Off	0,18	0,18	5269,17	5301,25	16,48	80,06	81,03	0,00	2,03
24/09/2011	4,40	Off	0,15	0,17	5429,03	5439,99	13,98	84,73	84,49	0,00	2,13
25/09/2011	4,40	Off	0,13	0,16	5348,51	5360,21	13,63	83,13	83,88	0,00	2,08
26/09/2011	4,40	Off	0,13	0,15	5373,25	5348,91	15,92	82,97	83,00	0,00	2,01
27/09/2011	4,40	Off	0,14	0,16	5325,02	5319,39	14,99	84,77	84,38	0,00	2,21
28/09/2011	4,40	Off	0,15	0,15	5492,45	5462,27	14,68	85,67	84,91	0,00	2,24
29/09/2011	4,40	Off	0,13	0,14	5508,29	5494,33	14,43	86,32	85,74	0,00	2,02
30/09/2011	4,18	Off	0,13	0,13	4697,63	4702,79	15,08	85,34	85,26	0,00	2,00
01/10/2011	4,40	Off	0,13	0,15	5260,58	5305,70	14,83	84,47	85,77	0,00	2,05
02/10/2011	4,40	Off	0,14	0,16	5367,86	5373,19	13,73	83,90	84,90	0,00	1,80
03/10/2011	4,40	Off	0,11	0,15	5460,83	5461,42	13,00	84,80	84,15	0,00	1,80
04/10/2011	4,43	Off	0,12	0,14	5297,47	5311,08	15,13	85,60	84,70	0,00	1,86
05/10/2011	4,46	Off	0,13	0,16	5212,61	5239,96	13,25	86,54	86,59	0,00	1,86
06/10/2011	4,32	Off	0,11	0,17	4504,94	4884,18	13,37	86,37	85,50	0,00	1,95
07/10/2011	4,42	Off	0,12	0,16	5237,91	5244,47	14,03	85,22	84,64	0,00	1,94
08/10/2011	4,45	Off	0,14	0,15	5115,27	5108,25	13,30	85,48	85,42	0,00	1,86
09/10/2011	4,42	Off	0,15	0,17	5307,28	5310,00	13,43	83,49	83,73	0,00	2,00
10/10/2011	4,39	Off	0,14	0,16	5274,57	5273,02	14,03	86,85	86,94	0,00	1,89
11/10/2011	4,40	Off	0,12	0,17	5141,80	5137,37	14,60	86,96	86,35	0,00	1,87
12/10/2011	4,40	Off	0,13	0,15	4197,69	4206,89	13,75	85,19	85,07	0,00	1,96
Média	4,35	Off	0,13	0,16	5012,13	5084,24	14,36	84,37	84,28	0,00	2,05

Apêndice 4

Quadro 10: Condições de processo da depuração e lavagem, após a melhoria operacional.

1	Depuração	Filtros engrossadores									
		Data	CS de aliment. (%)	Destacador de manta (on/off)	Vácuo do filtro 33	Vácuo do filtro 35	Fluxo dos chuveiros (l/min)		CS de descarga (%)	Níveis da tina	
13/10/2011	4,41	On	0,22	0,25	4593,53	4582,80	13,68	84,97	85,23	110,28	1,68
14/10/2011	4,40	On	0,21	0,27	4899,48	4895,55	13,87	84,35	84,36	115,27	1,52
15/10/2011	4,40	On	0,23	0,29	4884,02	4891,01	16,50	80,99	81,06	109,25	1,69
16/10/2011	4,40	On	0,22	0,25	4907,17	4980,15	16,03	84,14	83,10	108,00	1,50
17/10/2011	4,40	On	0,20	0,28	4810,03	4813,44	13,63	84,98	84,67	110,23	1,50
18/10/2011	4,40	On	0,25	0,26	4543,49	4540,88	13,66	84,99	85,02	90,56	1,39
19/10/2011	4,40	On	0,21	0,25	4939,33	4934,56	13,83	84,97	85,00	115,27	1,30
20/10/2011	4,40	On	0,23	0,25	4958,20	4985,76	14,35	85,02	85,00	114,29	1,42
21/10/2011	4,40	On	0,22	0,26	4918,15	4922,86	15,63	84,96	85,01	118,41	1,30
22/10/2011	4,50	On	0,21	0,27	4869,47	4883,48	14,97	84,99	85,00	11,26	1,30
23/10/2011	4,21	On	0,20	0,28	4515,18	4492,79	13,98	84,97	85,01	116,29	1,30
24/10/2011	4,36	On	0,19	0,27	5187,79	5196,54	13,73	84,98	85,00	113,34	1,30
25/10/2011	4,43	On	0,24	0,29	5018,30	5017,39	13,77	85,00	85,00	116,28	1,59
26/10/2011	4,39	On	0,25	0,28	4810,42	4795,07	14,60	82,18	81,13	116,25	1,56
27/10/2011	4,50	On	0,22	0,26	5220,59	5196,55	15,42	85,01	84,94	112,39	1,30
28/10/2011	4,49	On	0,24	0,25	5114,57	5102,13	14,50	84,99	84,95	116,86	1,42
29/10/2011	4,44	On	0,25	0,26	4727,35	4731,98	14,07	84,18	83,98	118,54	1,44
30/10/2011	4,36	On	0,26	0,28	4330,02	4365,56	13,90	85,05	84,98	117,75	1,32
31/10/2011	4,39	On	0,24	0,26	4399,44	4397,87	14,25	85,14	85,05	117,41	1,30
01/11/2011	4,48	On	0,23	0,25	4991,52	4979,46	14,95	85,09	84,96	118,28	1,30
02/11/2011	4,50	On	0,23	0,26	5036,35	5047,01	14,70	84,68	84,90	110,24	1,34
03/11/2011	4,50	On	0,22	0,25	5065,07	5062,01	15,03	85,00	84,99	105,84	1,32
04/11/2011	4,50	On	0,23	0,25	5143,76	5136,93	13,73	85,01	85,00	142,37	1,45
05/11/2011	4,43	On	0,21	0,25	5113,94	5107,96	13,88	85,00	84,97	125,61	1,30
06/11/2011	4,50	On	0,22	0,26	5164,75	5169,49	14,47	85,01	85,02	105,46	1,30
07/11/2011	3,94	On	0,23	0,27	3766,83	3785,66	13,48	84,93	84,94	111,10	1,30
08/11/2011	4,50	On	0,22	0,25	5229,03	5232,23	13,48	84,97	84,99	129,82	1,35
Média	4,41	On	0,23	0,26	4857,70	4861,00	14,37	84,65	84,57	110,99	1,40

Apêndice 5

Quadro 11: Condições de processo da deslignificação com oxigênio e entrada do branqueamento, antes da melhoria operacional.

1									
Pré-O ₂ e branqueamento									
Data	CS de alimentação (%)	Temperatura (°C)	Pressão (bar)	Tempo de retenção (min)	Carga de O ₂ (kg/tsa)	Carga Alcalina (Kg/tsa)	Grau de deslignificação com O ₂ (%)	Alvura de entrada do branqueamento (°ISO)	Consumo de cloro ativo (Kg/tsa)
06/09/2011	11,61	103,10	4,31	45,00	18,50	18,07	28,50	46,87	43,51
07/09/2011	11,52	108,32	4,25	45,00	19,61	20,41	29,05	45,39	45,22
08/09/2011	11,51	106,35	4,26	45,00	19,78	20,57	30,78	48,74	47,67
09/09/2011	11,53	109,41	4,29	45,00	19,57	20,37	26,87	45,13	46,87
10/09/2011	11,53	109,66	4,30	45,00	20,35	21,31	24,78	43,82	44,10
11/09/2011	11,51	109,47	4,30	45,00	18,17	20,33	27,04	45,02	44,34
12/09/2011	11,51	108,01	4,28	45,00	18,77	19,74	30,63	44,84	45,55
13/09/2011	10,38	104,66	3,73	45,00	19,64	20,43	26,66	44,94	43,98
14/09/2011	11,40	101,74	4,17	45,00	18,52	19,18	25,10	44,80	43,12
17/09/2011	11,50	101,01	4,20	45,00	16,66	16,68	30,29	46,75	43,43
18/09/2011	11,54	96,84	4,32	45,00	14,84	15,06	31,82	48,78	43,98
19/09/2011	11,41	96,55	4,17	45,00	13,34	13,44	32,58	49,62	43,12
22/09/2011	11,22	94,71	4,17	45,00	20,85	18,97	32,85	50,74	43,43
23/09/2011	11,61	105,05	4,25	45,00	20,67	20,67	29,07	50,65	44,53
24/09/2011	11,77	105,29	4,30	45,00	18,88	19,66	31,08	46,36	47,69
25/09/2011	11,58	106,35	4,32	45,00	17,91	18,63	24,06	46,84	44,76
26/09/2011	11,62	106,36	4,31	45,00	17,92	18,80	28,80	48,01	44,02
27/09/2011	11,60	108,85	4,30	45,00	18,37	19,10	26,70	44,15	44,22
28/09/2011	11,65	103,53	4,30	45,00	18,80	19,60	30,12	44,07	44,88
29/09/2011	11,73	108,69	4,39	45,00	18,86	19,62	26,61	43,74	42,51
30/09/2011	11,58	109,98	4,24	45,00	21,00	21,92	27,35	46,55	43,43
01/10/2011	11,47	110,03	4,24	45,00	21,12	18,92	24,86	45,88	43,85
02/10/2011	11,56	109,51	4,30	45,00	20,20	18,39	26,22	44,77	43,66
03/10/2011	11,28	107,91	4,00	45,00	19,73	19,65	32,96	44,93	44,82
04/10/2011	11,61	105,69	4,31	45,00	20,28	21,43	29,39	44,51	45,92
05/10/2011	11,62	106,80	4,29	45,00	20,75	20,41	26,83	44,39	44,29
06/10/2011	11,63	109,47	4,29	45,00	20,75	19,93	25,35	44,38	44,17
07/10/2011	11,61	108,48	4,29	45,00	21,40	20,53	25,41	44,21	43,48
08/10/2011	11,57	107,94	4,30	45,00	21,78	20,90	24,79	43,96	44,51
09/10/2011	11,29	104,77	4,02	45,00	21,14	20,29	27,75	45,08	43,72
10/10/2011	11,29	108,26	4,30	45,00	20,23	19,39	23,42	43,43	44,55
11/10/2011	11,56	105,50	4,27	45,00	21,16	20,34	25,64	41,84	45,51
12/10/2011	11,20	107,77	4,29	45,00	20,44	20,70	25,21	41,94	47,86
Média	11,49	105,94	4,24	45,00	19,39	19,50	27,84	45,61	44,57

Apêndice 6

Quadro 12: Condições de processo da deslignificação com oxigênio e entrada do branqueamento, após a melhoria operacional.

1									
Pré-O ₂ e branqueamento									
Data	CS de alimentação (%)	Temperatura (°C)	Pressão (bar)	Tempo de retenção (min)	Carga de O ₂ (kg/tsa)	Carga Alcalina (Kg/tsa)	Grau de deslignificação com O ₂ (%)	Alvura de entrada do branqueamento (°ISO)	Consumo de cloro ativo (Kg/tsa)
13/10/2011	11,53	98,44	4,31	45,00	18,11	18,21	32,27	43,99	43,47
14/10/2011	11,71	105,22	4,29	45,00	17,80	18,79	31,16	46,43	39,35
15/10/2011	11,72	93,25	4,23	45,00	14,58	14,49	34,26	52,51	38,58
16/10/2011	11,43	102,43	4,28	45,00	17,11	17,37	32,42	52,69	37,88
17/10/2011	11,47	103,64	4,30	45,00	16,91	18,85	31,59	48,54	39,32
18/10/2011	11,59	104,68	4,28	45,00	18,12	20,33	31,31	49,57	40,20
19/10/2011	11,55	104,41	4,28	45,00	18,40	20,65	32,26	50,07	40,81
20/10/2011	11,54	104,51	4,30	45,00	17,08	19,18	31,78	50,84	39,32
21/10/2011	11,46	100,99	4,24	45,00	18,81	18,91	31,63	51,37	38,64
22/10/2011	11,49	103,87	4,31	45,00	16,94	17,77	32,16	50,76	36,97
23/10/2011	11,46	105,60	4,29	45,00	19,21	19,94	32,53	47,91	38,24
24/10/2011	11,52	98,24	4,29	45,00	16,21	17,82	34,08	49,12	37,64
25/10/2011	11,57	95,83	4,32	45,00	15,24	17,39	35,24	49,78	36,95
26/10/2011	11,20	92,65	3,93	45,00	14,20	17,08	32,14	50,06	36,85
27/10/2011	11,48	95,65	4,30	45,00	15,63	18,59	31,50	49,77	37,40
28/10/2011	11,57	94,45	4,30	45,00	16,24	19,10	32,25	51,16	36,69
29/10/2011	11,40	89,56	4,18	45,00	15,01	17,74	31,31	49,49	37,20
30/10/2011	11,62	96,61	4,29	45,00	16,47	19,05	30,33	48,27	38,39
31/10/2011	11,59	104,51	4,29	45,00	17,65	18,56	30,08	49,77	40,42
01/11/2011	11,56	103,36	4,32	45,00	18,09	18,29	32,00	51,26	36,07
02/11/2011	11,49	97,05	4,32	45,00	18,17	18,81	31,01	49,48	38,50
03/11/2011	11,51	106,91	4,28	45,00	19,99	21,16	30,26	49,30	37,20
04/11/2011	11,50	106,21	4,31	45,00	21,95	21,93	28,54	45,47	43,09
05/11/2011	11,64	99,11	4,31	45,00	20,28	20,36	31,39	47,09	41,73
06/11/2011	11,65	100,52	4,30	45,00	16,90	18,81	27,23	49,77	39,81
07/11/2011	11,63	99,60	4,31	45,00	17,74	19,06	31,09	48,58	41,72
08/11/2011	11,56	105,96	4,29	45,00	17,81	18,04	31,41	48,87	39,64
Média	11,54	100,49	4,28	45,00	17,43	18,75	31,60	49,33	38,97

Apêndice 7

Quadro 13: Condições de produção e processos da evaporação, antes da melhoria operacional.

1	LP 15%				
Data	Teor de sólidos (%)	Produção da Eva (m ³ /h)	Fluxo da Linha de fibras para EVA (m ³ /h)	Fator de diluição (m ³ /tsa)	Níveis da estocagem LP15 (%)
06/09/2011	17,43	647,07	720,64	2,10	61,35
07/09/2011	18,55	596,52	742,98	2,64	72,23
08/09/2011	18,17	617,05	747,04	2,81	64,73
09/09/2011	17,48	616,07	667,54	2,40	63,93
10/09/2011	17,69	594,37	662,29	2,50	68,27
11/09/2011	17,59	549,80	677,89	2,46	69,25
12/09/2011	18,63	567,20	694,39	1,96	70,50
13/09/2011	18,01	563,97	492,35	1,90	66,16
14/09/2011	17,31	636,19	679,92	1,77	55,68
17/09/2011	17,09	586,42	585,84	1,86	48,68
18/09/2011	17,26	653,78	764,76	2,12	68,98
19/09/2011	17,35	631,33	782,50	1,80	75,71
22/09/2011	17,05	632,98	803,44	1,80	78,03
23/09/2011	17,12	632,79	751,38	2,03	65,54
24/09/2011	16,65	588,75	628,70	2,13	72,51
25/09/2011	17,64	610,15	708,75	2,08	60,80
26/09/2011	17,71	610,19	713,22	2,01	77,71
27/09/2011	17,94	619,96	715,21	2,21	74,62
28/09/2011	17,38	608,95	688,42	2,24	71,11
29/09/2011	17,60	614,66	683,59	2,02	68,59
30/09/2011	17,83	614,75	685,46	2,00	69,97
01/10/2011	17,94	606,78	687,94	2,05	57,31
02/10/2011	17,87	592,85	712,99	1,80	64,94
03/10/2011	17,43	596,70	676,03	1,80	65,96
04/10/2011	17,10	585,29	709,05	1,86	75,20
05/10/2011	17,91	595,31	629,49	1,86	71,90
06/10/2011	17,66	608,39	695,66	1,95	75,72
07/10/2011	17,75	568,02	644,39	1,94	64,62
08/10/2011	17,97	377,01	684,66	1,86	79,36
09/10/2011	17,36	617,15	673,58	2,00	76,72
10/10/2011	17,38	569,89	677,84	1,89	64,86
11/10/2011	17,34	586,57	679,06	1,87	63,24
12/10/2011	17,57	617,73	688,64	1,96	66,59
Média	17,60	597,41	689,56	2,05	68,21

Apêndice 8

Quadro 14: Condições de produção e processos da evaporação, após a melhoria operacional.

1	LP 15%				
Data	Teor de sólidos (%)	Produção da Eva (m ³ /h)	Fluxo da Linha de fibras para EVA (m ³ /h)	Fator de diluição (m ³ /tsa)	Níveis da estocagem LP15 (%)
13/10/2011	17,09	595,33	714,72	1,68	62,88
14/10/2011	17,51	555,12	716,71	1,52	69,47
15/10/2011	17,25	511,77	645,22	1,69	60,21
16/10/2011	17,34	581,10	710,78	1,50	62,63
17/10/2011	17,18	559,59	776,67	1,50	72,23
18/10/2011	17,20	619,57	772,15	1,39	70,78
19/10/2011	17,12	627,65	782,01	1,30	68,30
20/10/2011	17,23	624,46	803,62	1,42	65,48
21/10/2011	17,18	633,72	703,35	1,30	54,39
22/10/2011	17,24	654,97	750,45	1,30	55,45
23/10/2011	17,19	614,31	780,03	1,30	56,49
24/10/2011	17,17	646,56	772,50	1,30	59,57
25/10/2011	17,21	608,21	758,26	1,59	57,95
26/10/2011	17,19	601,52	752,61	1,56	67,80
27/10/2011	17,26	608,32	758,75	1,30	62,69
28/10/2011	17,37	619,16	732,66	1,42	66,42
29/10/2011	17,55	606,86	747,23	1,44	58,07
30/10/2011	17,59	617,07	785,57	1,32	71,77
31/10/2011	17,57	606,95	736,94	1,30	66,57
01/11/2011	17,35	594,43	697,08	1,30	68,49
02/11/2011	17,31	610,60	668,91	1,34	63,34
03/11/2011	17,41	610,89	650,91	1,32	61,47
04/11/2011	17,53	645,50	701,64	1,45	72,90
05/11/2011	17,38	643,94	738,09	1,30	66,76
06/11/2011	17,43	619,72	701,51	1,30	61,92
07/11/2011	17,41	628,19	719,84	1,30	69,90
08/11/2011	17,37	614,81	753,55	1,35	69,88
Média	17,32	609,64	734,51	1,40	64,59