



Petrik, A.W.
Coimbra, L.A.O.
Roza, M.R.
Milanez, A.F.
Marengo, J.V.

Riocell - Rio Grande Cia. de Celulose do Sul - Guaíba - Brasil

0. Introdução

O polpeamento sulfato contínuo é realizado, na grande maioria das fábricas que adotam esse método e sistema, alimentando-se a carga alcalina total por via do topo do digestor, juntamente com os cavacos. Embora essa técnica seja a mais empregada, ela não permite a atuação direta do operador sobre uma variável importante do processo, que é a variação da alcalinidade ativa durante o cozimento.

Em outras palavras, estabelecida uma carga alcalina, o ritmo de produção e o perfil térmico do cozimento, a variação da alcalinidade - ativa fica inteiramente dependente dessas variáveis e muito pouco pode-se fazer para influenciá-la no decorrer do trajeto descendente dos cavacos - ao longo do digestor.

A existência de um digestor contínuo projetado para a produção tanto de polpa papel como de polpa solúvel em nossa fábrica propiciou-nos a oportunidade de observar o comportamento da variação da carga - alcalina e sua influência sobre o processo e sobre a qualidade do produto.

Em outra oportunidade (1) apresentamos o processo de polpeamento sulfato com pré-hidrólise. Neste, os cavacos são admitidos ao digestor com uma quantidade mínima de álcali. O cozimento sulfato da madeira pré-hidrolizada, dá-se na parte central do digestor, com o álcali percorrendo um trajeto ascendente, em contracorrente com o sentido de deslocamento dos cavacos, sendo extraído do digestor por via de um anel de peneiras de drenagens situado logo abaixo da região limítrofe entre o término da pré-hidrólise e o início do cozimento sulfato.

O ensejo de uma troca de produção papel-solúvel possibilitou-nos observar, inicialmente, o efeito de uma concentração controlada e - mais elevada de álcali ativo sobre a polpa, durante um período em que o processo já era contracorrente em relação ao deslocamento dos cavacos - sem contudo ter sido ainda atingida a qualidade "solúvel".

1. Experiência Industrial

O digestor no qual os cozimentos foram realizados é KAMYR, de capacidade nominal de 720 tAD/24hs, com fase de vapor e separador de topo inclinado, alimentador de alta pressão de 650 l. É dotado de 3 anéis de circulações, dividindo-o em 3 zonas de volumes aproximadamente iguais.

O primeiro anel de peneiras (CD-1) pertence à circulação de cozimento no sistema concorrente; no sistema em contracorrente funciona como circulação de homogeneização, sendo, à aquela altura, efetuada a extração.

O segundo anel (CD-2) é a circulação de homogeneização (extração) no sistema concorrente e atua como circulação de cozimento no sistema contracorrente, sendo ali injetada a parte complementar do licor de cozimento.

O terceiro anel de peneiras (CD-3) atua na circulação de lavagem para ambos os casos.

A figura 1. mostra-nos a variação do álcali ativo na circulação de cozimento, da relação viscosidade/kappa e da solubilidade em hidróxido de sódio a 5% (S-5) da polpa resultante, desde o início do procedimento de troca de produção papel-solúvel, até ser atingida a qualidade "solúvel", quando o S-5 torna-se menor do que 3,0%.

Pelos valores indicados, vê-se que logo após a suspensão da adição da carga alcalina pelo topo do digestor, com a elevação da alcalinidade ativa na circulação de cozimento e ação do álcali ativo em contracorrente com o sentido do trajeto percorrido pelos cavacos, há uma elevação da relação viscosidade/kappa, mantendo-se ainda bastante elevados os valores de S-5.

As ações acima descritas referem-se, particularmente, ao período compreendido entre a 1ª e a 5ª hora após iniciada a troca de processo, ainda não decorrido o necessário tempo de retenção para que os resultados sobre a polpa sejam influenciados pela pré-hidrólise.

2. Resultados e discussão

Em vista dessas constatações, decidimos investigar mais a fundo o efeito do cozimento de polpa para papel em contracorrente.

Esse processo já é mencionado por Rydholm (2), que também o chama de "processo sulfato modificado" e por Sloman et al. (3), tanto em versões de adição em contracorrente do total como de parte da carga alcalina.

A decisão de se proceder a um cozimento de polpa para papel totalmente em contracorrente é perigosa, em particular quando se trabalha em escala industrial, em vista do risco de se obter uma pré-hidrólise não controlada no topo do digestor, que poderia ter desastrosas consequências (1), especialmente na ausência total de álcali no topo e na região das peneiras de extração da circulação CD-1.

Levando esses fatos em considerações, optamos, inicialmente, por uma cautelosa divisão do total da carga alcalina, enviando 75% da mesma pelo topo, em sentido concorrente, e 25% pela circulação de cozimento, CD-2, em sentido contracorrente em relação à trajetória dos cavacos. Com isso já obtivemos uma concentração bastante elevada na zona correspondente ao final do cozimento, que, nas séries seguintes, foi aumentada por divisão da carga alcalina em 70% via topo e 30% via circulação de cozimento.

A extração passou a ser feita pela circulação CD-1, que, no sistema concorrente, é a de cozimento.

A injeção de licor branco em contracorrente está graficamente indicada na figura 2.

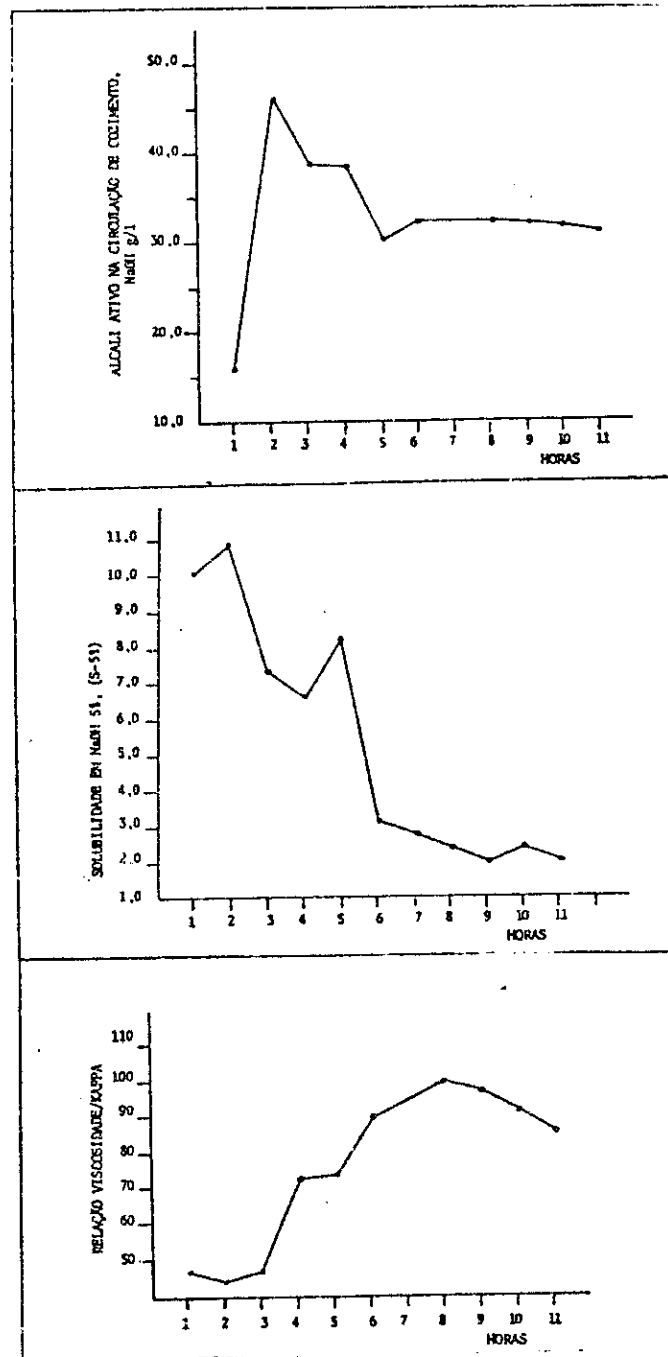
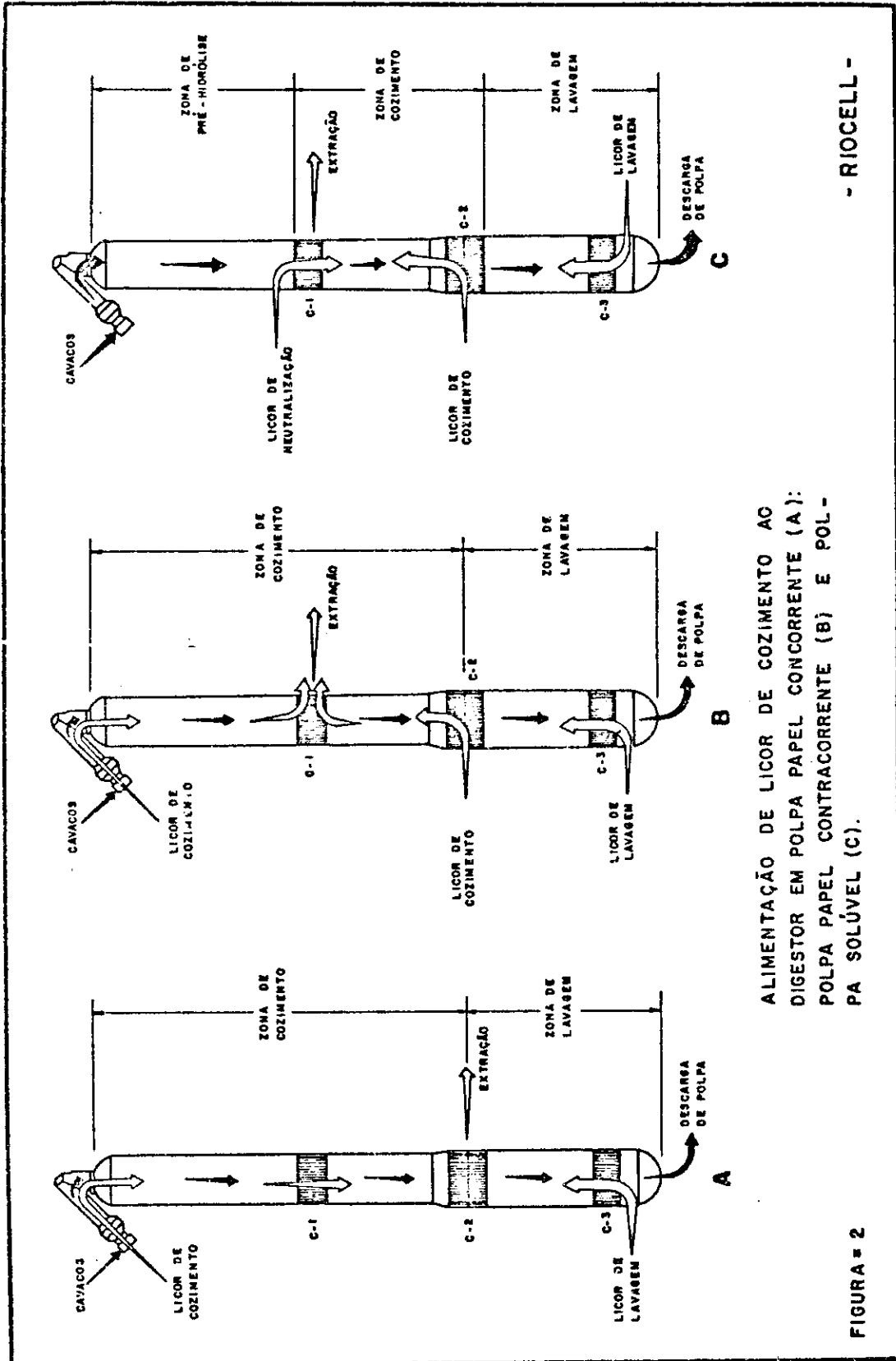


Figura 1 - Evolução da alcalinidade ativa na circulação de cozimento, da solubilidade em NaOH 5% (S-5) e da relação viscosidade/Kappa durante troca de produção de polpa papel para polpa solúvel.



ALIMENTAÇÃO DE LICOR DE COZIMENTO AO DIGESTOR EM POLPA PAPEL CONCORRENTE (A): POLPA PAPEL CONTRACORRENTE (B) E POLPA SOLÚVEL (C).

FIGURA = 2

- RIOCELL -

A tabela 1. indica as condições de trabalho e os resultados obtidos para uma série de períodos de trabalho a diferentes cargas alcalinas (18,5% e 20%) e diferentes distribuições da mesma. A composição da madeira usada foi de 75% E.terecticornis e 25% Acácia mearnsii.

Analisando os dados das séries 1 e 2 da tabela 1, vê-se que, à mesma carga alcalina, obtêm-se uma melhor relação viscosidade/kappa, - com uma maior porcentagem de álcali ativo em contracorrente, a qual causa sensível aumento da concentração na circulação de cozimento.

Uma comparação entre as séries 1 e 3 da tabela 1 mostra-nos que, por simples aumento da porcentagem de álcali ativo injetado na circulação de cozimento, em contracorrente, pode-se reduzir de 20,0 para 18,5% a carga alcalina total, obtendo-se resultados praticamente idênticos para a polpa.

As características operacionais do processo contracorrente tornam-se mais evidentes se as compararmos com o processo concorrente, - tal como feito na tabela 2. Trata-se aí da comparação de uma série de cozimentos em concorrente com uma série em contracorrente, ambas realizadas com 100% de E.saligna, à mesma velocidade de produção (aproximadamente 35 tAD/h) e com as mesmas características de licor branco (álcali ativo 125-130 g NaOH/l e 19-21% de sulfidez).

Em ambos os casos, objetivou-se um número kappa 15-16.0 e viscosidade intrínseca maior do que 1000 cm³/g. Pode-se observar que, com uma carga alcalina 2% menor, a série contracorrente propiciou um consumo de vapor 22% menor. A polpa resultante apresentou uma relação viscosidade/kappa a 19% maior no caso da série concorrente, embora com um valor de S-5 13% menor. O S-5 médio de 9,4% obtido para a série contracorrente, se comparado com o valor de 10,8% obtido nos cozimentos em concorrente indica que o processo contracorrente causa um rendimento menor sobre a madeira usada.

É importante ressaltar que, no sistema concorrente, a concentração de álcali ativo no final do cozimento é a da extração, enquanto no sistema contracorrente esta é a da chamada circulação de cozimento, significativamente mais alta. Essa concentração mais elevada na parte final do cozimento sulfato é, possivelmente, a responsável pelo valor mais baixo do S-5 das polpas obtidas pelo processo em contracorrente, pelo fato de dificultar a reprecipitação das xilanas (4).

Embora de difícil documentação em um trabalho desta natureza, é importante mencionar as vantagens operacionais do processo contracorrente. O digestor torna-se mais estável, as variáveis tornam-se mais sensíveis mais responsivas a pequenas modificações, bem como torna-se bastante mais fácil o controle dos níveis de licor e de cavacos. Além disso, a operação é menos exigente no tocante à qualidade dos cavacos; o processo contracorrente tolera com mais facilidade um maior teor de finos, de casca e de cavacos deteriorados sem apresentar problemas de entupimentos das peneiras de extração e prisões de coluna.

Esses fatos são possivelmente devidos a um ataque alcalino - inicial mais brando e, talvez, a um efeito de sustentação da coluna no interior do digestor, por efeito do fluxo de licor em contracorrente desde o fundo do digestor até o nível do primeiro anel de peneiras (CD-1).

3. Qualidade da polpa obtida pelo processo contracorrente

As publicações já mencionadas (2;3) não mencionam decréscimo nos valores de resistência das polpas obtidas, a partir de eucalipto, - pelo processo, se comparadas com polpas obtidas pelo contracorrente ao mesmo grau deslignificação, embora as experiências realizadas com Pinus radiata revelem que o processo contracorrente conduz a certa diminuição de rendimento, de resistência à tração e ao estouro, com aumento da resistência ao rasgo. Isso seria explicado pela perda de xilanas devido à

Tabela 1: - Parâmetros operacionais e resultados dos cozimentos em contracorrente com diferentes cargas alcalinas totais e diferentes distribuições concorrente/contracorrente

Parâmetros	Série 1	Série 2	Série 3
Carga alcalina, NaOH %	20,0	20,0	18,5
Distribuição da carga alcalina, %			
- topo	75	70	70
- CD-2	25	30	30
Concentração de álcali ativo na circulação de topo, g NaOH/l	56,0	56,0	52,0
Temperatura da circulação de topo, °C	112	113	115
Temperatura na circulação de cozimento CD-2, °C	175	171	175
Temperatura na circulação de homogeneização	170	158	170
Concentração de álcali ativo na extração, g NaOH/l	16,8	24,0	16,0
<u>Qualidade</u>			
Kappa	24,6	21,3	24,4
Viscosidade, cm ³ /g	1020	965	1024
S-5, %	10,3	9,9	9,9
Viscosidade/Kappa	41,5	45,3	42,0

Tabela 2 : - Comparação de parâmetros operacionais e resultados obtidos nos cozimentos concorrentes e em contracorrente

Parâmetro	Série Concorrente	Série Contracorrente
Consumo de vapor, t/h		
4 ATA	6,99	5,62
13 ATA	30,36	23,37
Carga alcalina, NaOH %	14,80	14,50
Distribuição da carga alcalina, %		
Topo	100	60
Circ.coz.	-	40
Álcali ativo na circulação de topo, g NaOH/l	59,4	56,90
Tempo de cozimento, °C	174,0	161,5
Álcali ativo na circ. cozimento, g NaOH/l	29,7	24,6
Álcali ativo na extração, g NaOH/l	18,7	17,6
<u>Qualidade</u>		
Kappa	16,05	15,55
Viscosidade, cm ³ /g	1051	1214
S-5, %	10,8	9,4
Viscosidade/Kappa	65,5	78,1

elevada alcalinidade no final do cozimento. Tanto as experiências com eucalipto como as com pinus revelaram uma alvura maior para a polpa não branqueada produzida pelo processo contracorrente, o que, em contrapartida, pode ser atribuído à eliminação da possibilidade de reprecipitação de lignina ao final do cozimento devido à alcalinidade mais elevada.

As determinações realizadas em polpas por nós produzidas pelo processo contracorrente, usando 75% de *E.saligna* e 25% de *Acácia mearnsii* e em polpas oriundas da mesma composição de madeira, porém produzidas pelo processo concorrente, não revelam diferenças consistentes de resistência, embora as polpas produzidas pelo processo contracorrente, após branqueamento, pareçam indicar valores maiores de resistência à tração e ao estouro.

Contudo, as polpas produzidas pelo processo contracorrente necessitam - mais energia para atingir o mesmo grau de refinação que aquelas produzidas pelo processo concorrente.

As amostras estudadas foram submetidas a branqueamento em escala laboratorial na seqüência C-E-H-D. As características de branqueabilidade das polpas produzidas pelos dois processos são muito similares e acusam consumo de reagentes e alvuras finais dentro dos valores esperados (5).

Durante todas as experiências realizadas em escala industrial, outro fator que mereceu nossa máxima atenção foi a alcalinidade na circulação de cozimento CD-2, a qual, no processo em contracorrente, corresponde à zona final do cozimento. É sabido que um valor muito elevado de alcalinidade nessa fase pode restringir ou mesmo impedir a reprecipitação das xilanas. Isso pode ser sugerido pela tendência que o processo apresenta - de acusar menores valores de S-5 quando a alcalinidade na circulação de cozimento torna-se muito elevada, por injeção de uma fração excessivamente grande da carga alcalina total naquela zona. O significado do valor S-5 na qualidade da polpa foi exaustivamente estudado por Milanez et al. (6), cujas conclusões foram de que as resistências físicas máximas obtidas correspondem a valores de S-5 entre 9,5% e 10,0%. A remoção de hemiceluloses para valores de S-5 abaixo de 8,0% prejudica acentuadamente as resistências ao estouro e à tração, e a resistência ao rasgo é alterada negativamente a partir de valores de S-5 menores do que 7,0%.

Nossas experiências mostram que, com até 40% da carga alcalina total injetada no final do cozimento, em contracorrente, é possível - manter o S-5 acima de 9,0%. Esses fatos estão em acordo com nossas observações e a de outros autores (3) quanto à manutenção dos valores de resistência da polpa produzida pelo processo contracorrente, apesar de esta apresentar menores valores de S-5 do que aquela produzida pelo processo - concorrente.

4. Conclusões

A divisão do total da carga alcalina entre o topo do digestor e a circulação de cozimento de modo a propiciar um fluxo de licor em contracorrente com o sentido descensional dos cavacos origina uma modalidade de cozimento de características desejáveis ao desempenho do digestor.

A operação torna-se mais estável, o digestor responde melhor a pequenas variações nos parâmetros operacionais e é aumentada a tolerância do digestor à porcentagens mais elevadas de finos, serragem, casca e cavacos deteriorados. Pode-se, também, aumentar a quantidade de rejeitos reciclados sem o desenvolvimento de prisões da coluna ou entupimentos das peneiras das circulações.

Particularmente notáveis são as melhores de controle e estabilidade dos níveis de cavacos e licor no digestor, provavelmente causadas por um efeito de sustentação da coluna devido ao fluxo ascensional do licor des-

de o fundo do digestor (incluindo-se a lavagem em contracorrente) até a extração. Esta, no processo concorrente, é realizada no final da zona de cozimento; no processo contracorrente, a extração dá-se, aproximadamente, no meio da zona de cozimento.

Ainda comparativamente a esse processo, o concorrente produz - polpa com viscosidade muito mais elevada ao mesmo nível de número kappa e com a mesma carga alcalina. Resultam valores de S-5 um pouco menores, mas a sugestão de que isso poderia causar diminuições muito elevadas de rendimento não é confirmada na prática.

A distribuição da carga alcalina entre topo e circulação de cozimento deve ser feita com cautela. Uma porcentagem demasiadamente baixa de licor de cozimento ao topo do digestor pode permitir a ocorrência de pré-hidrólise nessa região, visto que ali da-se também a admissão da maior parte do vapor consumido pelo digestor.

Por outro lado, uma porcentagem muito alta do total da carga - alcalina à circulação de cozimento pode acarretar um valor demasiadamente elevado de alcalinidade ativa no final do cozimento, com prejuízos à resistência e ao rendimento da polpa.

Temos contudo trabalhando sem esses problemas com distribuições topo-cozimento de 75%-25% até 55%-45%. Dentro desses limites, quanto mais elevado o fluxo de licor de cozimento em contracorrente, tanto mais evidenciam-se as vantagens operacionais do processo, especialmente no tocante à maleabilidade do digestor, tolerância a finos, serragem e cavacos deteriorados e quanto ao controle dos níveis de licor e de cavacos no digestor.

O processo contracorrente produz polpa com valores de S-5 um pouco inferiores aos obtidos no processo concorrente tradicional, mas essa diferença não se traduz em diminuição dos valores de resistência mecânica da polpa. Contudo, a polpa produzida pelo processo concorrente consome aproximadamente 5-10% a mais de energia para atingir os mesmos graus de refinação, especialmente após o branqueamento.

Não se notaram diferenças significativas de comportamento entre as polpas produzidas pelos dois processos quando submetidas a idênticas seqüências de branqueamento.

5. Bibliografia

1. PETRIK, A.W. et al.; "Produção de Celulose Solúvel em Digestor Contínuo pelo Processo Sulfato com Pré-Hidrólise". Trabalho apresentado no XIV Congresso Anual da ABCP - São Paulo- 1981.
2. RYDHOLM, S.; "Continuons Pulpig Processes", Special Technical Association Publication - STAP no. 7, TAPPI, New York, 1970, p. 125.
3. SLOMAN, A.R. et al.; APPITA 18 (2): 61 (1964).
4. RYDHOLM, S.; "Pulping Processes", Interscience Publishers, New York, 1965; p. 607.
5. MARENGO, J.V. et al.; "Ensaio Laboratoriais sobre a Branqueabilidade e Características das Polpas Kraft Obtidas por Cozimentos Concorrente e Contracorrente". Relatório Técnico DIQUA-053/1982, RIOCELL - Guaíba- 1982.
6. MILANEZ, A.F. et al.; "Influência das Hemiceluloses nas Propriedades Óticas e Físico-Mecânicas da Polpa". Trabalho apresentado no XV Congresso Anual da ABCP - São Paulo - 1982.