

FLÁVIO MARCELO CORREIA

**ANÁLISE DE DISTÚRBIOS DE COMPACTAÇÃO DE CAVACOS DE EUCALIPTO
EM DIGESTORES CONTÍNUOS FASE VAPOR**

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

**VIÇOSA
MINAS GERAIS – BRASIL
2010**

FLÁVIO MARCELO CORREIA

**ANÁLISE DE DISTÚRBIOS DE COMPACTAÇÃO DE CAVACOS DE EUCALIPTO
EM DIGESTORES CONTÍNUOS FASE VAPOR**

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

APROVADA: 02 de Julho de 2010.

Prof. José Lívio Gomide
(Co-orientador)

Prof. Adair José Regazzi
(Co-orientador)

Prof. Jorge Luiz Colodette
(Orientador)

A Esperança...

Não morre!

À minha esposa *Cláudia*,

Aos meus filhos *Vítor e Mariana...*

AGRADECIMENTOS

À CENIBRA, pela oportunidade.

Ao professor *José Lívio Gomide*, pelas agradáveis reflexões nos últimos 20 anos sobre “Filosofias de Cozimento”.

Ao professor *Adair José Regazzi*, pela ajuda imprescindível durante a análise estatística dos dados.

Ao professor *Jorge Luiz Colodette* pela amizade, incentivo e paciência nas orientações.

Às professoras do Departamento de Engenharia Química da UFMG, *Odete Gonçalves* e *Solange Vaz*, pela aprendizagem e exemplo de postura.

Ao amigo e técnico *Ricardo Antunes Acácio*, quem primeiro me ensinou o conceito e aplicação da palavra “DETERMINAÇÃO”.

Aos amigos *José Vicente*, *Juan Canellas*, *Robson Monteiro*, *Rodrigo Rincón* (*em memória*) e *Vinícius Almeida* pelos momentos de inspiração.

À Turma PCPB pelas experiências de *communio*.

ÍNDICE

LISTA DE FIGURAS	vi
LISTA DE TABELAS	viii
TERMOS TÉCNICOS UTILIZADOS:	ix
SIGLAS	xi
RESUMO	xii
ABSTRACT	xiii
1 - INTRODUÇÃO.....	1
2 - REVISÃO DA LITERATURA.....	4
2.1 - Processo Kraft.....	4
2.2 - Digestor Contínuo	6
2.2.1 - Histórico	7
2.2.1.1 - Lavagem Hi-Heat.....	14
2.2.1.2 - Cozimento Contracorrente.....	17
2.2.2 - Tecnologia de Cozimentos Modificados.....	21
2.2.2.1 - Cozimento MCC	22
2.2.2.2 - EMCC.....	23
2.2.2.3 - ITC	24
2.2.2.4 - KOBUDO ^{MARI} COOKING.....	25
2.2.2.5 - COMPACT COOKING TM	26
2.2.2.6 - LO-SOLIDS TM COOKING	26
2.2.3 - Digestor Contínuo Fase vapor	28
2.3 - Fatores que afetam a Qualidade do Cozimento da Polpa Kraft:.....	33
2.3.1 - Temperatura.....	33
2.3.2 - Reagentes Químicos de Cozimento	33
2.3.3 - Qualidade da Madeira	33
2.3.4 - Tempo de Residência	34
2.3.5 - Compactação da Coluna de Cavacos	36
2.3.5.1 - Coluna de Cavacos.....	36
2.3.5.2 - Compactação de Cavacos	38
2.4 - Fatores que afetam a Compactação de Cavacos	40
2.4.1 - Tamanho dos Cavacos:	40
2.4.2 - Densidade dos Cavacos.....	41
2.4.3 - Espessura dos Cavacos.....	41
2.4.4 - Vaporização dos Cavacos.....	43
2.4.5 - Relação Líquido/Madeira (L/W Ratio)	45
2.4.6 - Fator de Diluição	45
2.4.7 - Forças de Superfície.....	45
2.4.7.1 - Pressão do Licor.....	46
2.4.7.2 - Pressão dos Cavacos	46
2.4.8 - Fluxo de Licor	53
2.4.9 - Peneiras de Extração / Circulação	59
2.4.10 - Fluxo de Cavacos.....	60
2.4.11 - Grau de Deslignificação	64
2.4.12 - Temperatura de Cozimento.....	65
2.4.13 - Diferença de nível de licor e cavacos.....	66

2.5 - Controle do nível de cavacos:	67
2.6 - Distúrbios de Compactação de Cavaco	69
2.7 - Simulação e Modelos de Predição em Digestor Contínuo	71
2.7.1 - Modelos do Movimento Hidráulico e Compactação da Coluna de Cavacos	73
2.8 - Diagnóstico de Falhas	75
2.8.1 - Diagnóstico de Falhas em Polpação Química	76
3 - MATERIAIS E MÉTODOS	81
3.1 - Materiais	81
3.1.1 - Cavaco de Eucalipto.....	81
3.1.2 - Digestor 1	81
3.1.3 - Digestor 2	83
3.2 - MÉTODOS.....	85
3.2.1 - Dados de Processo	85
3.2.2 - Índice de Distúrbios de Compactação.....	85
3.2.3 - Composição do Índice de Distúrbios de Compactação.....	86
3.2.4 - Avaliações estatísticas dos dados compilados.....	89
4 - RESULTADOS E DISCUSSÃO.....	91
4.1 - Dados do Digestor 1.....	91
4.2 - Dados do Digestor 2.....	94
4.3 - Perdas de Produção	97
4.4 - Comparativo entre os Digestores	98
4.5 - Avaliação das variáveis de Processo.....	100
4.6 - Recomendações durante os Distúrbios de Compactação de Cavacos de Eucaliptos em Digestor Contínuo em Fase Vapor.....	100
5 - RESUMO GERAL E CONCLUSÕES	104
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	106
ANEXOS.....	115

LISTA DE FIGURAS

Figura 1: Processo Kraft.....	6
Figura 2: Primeiros protótipos de digestor contínuo (DUNBAR 1928).	8
Figura 3: Digestor Contínuo Bauer Messing-Durkee fase vapor (RYDHOLM, 1967).....	9
Figura 4: Digestor Durkee Duplo Tubo (CLAYTON, 1969).....	10
Figura 5: Digestor Esco (CLAYTON, 1969).	11
Figura 6: Cozimento Correspondente à Patente Sueca de 1938 (RICHTER 1981).	12
Figura 7: Planta Piloto de Cozimento para 8 t/dia (RICHTER, 1981).	12
Figura 8: Equipamentos auxiliares do digestor contínuo proposto por Richter (1949).	13
Figura 9: Parte interna de um alimentador de alta pressão.	14
Figura 10: Fluxo simplificado com lavagem ‘Hi-Heat’.....	15
Figura 11: Evolução da altura dos digestores (LAAKSO, 2008).	16
Figura 12: Evolução da altura da zona de lavagem (LAAKSO, 2008).	17
Figura 13: Digestor contínuo Kamyr Típico.	18
Figura 14: Instalação típica de um silo de cavacos com adição de vapor ou licor flash para pré-vaporização (Metso Automation, 2005).	19
Figura 15: Detalhamento dos equipamentos acessórios do digestor Kamyr.....	20
Figura 16: Digestor hidráulico EMCC vaso duplo.	23
Figura 17: Digestor Cozimento ITC.	24
Figura 18: Cozimento KOBUDO ^{MARI} com fluxos invertidos das circulações (CORREIA, 2001).	25
Figura 19: Digestor Compact Cooking TM	26
Figura 20: Efeito do perfil de concentração de lignina dissolvida comparativo com cozimento EMCC ao longo do digestor (MARCOCIA, 1996).	27
Figura 21: Cozimento convencional e cozimentos modificados.	28
Figura 22 A: Separador de Topo digestor Hidráulico (invertido). 22 B: Separador de Topo digestor Fase Vapor. 22 C: Separador de Topo digestor Fase Vapor.....	30
Figura 23: Modelo do tempo de residência associado às taxas de produção em digestor industrial (RANTANEN & KORTELA, 2006).....	35
Figura 24: Digestor industrial aplicados ao Modelo de RANTANEN & KORTELA (2006). 35	
Figura 25: Forças em ação no fluxo de movimento da coluna de cavaco (MIYANISHI, 2001).	37
Figura 26: Perfil de compactação de cavaco ao longo do digestor (MICHELSEN, 1995).	38
Figura 27: Perfil da Pressão do cavaco e seus impactos na compactação (AVEHLAMPI e UUSITALO).....	39
Figura 28: Variação da Densidade do Cavaco e Licor ao longo do Digestor (MICHELSEN, 1995).	41
Figura 29: Cavaco como meio poroso (LEE, 2006).	43
Figura 30: Incremento da densidade pela adequada vaporização do cavaco.	44
Figura 31A: Pressão de cavaco (m coluna água). 31B: <i>Fração de volume de cavaco (%)</i> – (HARKONEN, 1987).	48
Figura 32: Perfil de compactação de cavaco ao longo do digestor (BARTHYIA <i>et al.</i> , 2003), com variação do coeficiente α da eq. 2.	49

Figura 33: Perfil do número kappa ao longo do digestor (BARTHYIA <i>et al.</i> , 2003), com variação do coeficiente α da eq. 2.....	49
Figura 34: Variação da pressão de Cavaco (MICHELSEN, 1995).	50
Figura 35: Equipamentos especiais de solda.	51
Figura 36: Equipamentos Especiais de solda em atividade.....	51
Figura 37: Vista da parede reparada e normal.	52
Figura 38: Detalhe da parede reparada.....	52
Figura 39: Perfil Axial da Velocidade de Cavaco (www.psl.bc.ca).....	53
Figura 40: Direção de fluxos de licor em relação ao fluxo de cavaco.	54
Figura 41: Desempenho do digestor em relação à densidade de fluxo de circulação.	55
Figura 42: Perfil de velocidade do licor (HE 1999).....	58
Figura 43 A: Desenho de Peneira convencional. 43B: Desenho de Peneira convencional. 43C: ‘Supescreen’ ..	60
Figura 44: Perfil de velocidade de Cavaco e Licor ao longo do digestor.	62
Figura 45: Perfil de velocidade axial de cavaco e licor (HE, 1999).	63
Figura 46: Perfil da Densidade do Cavaco e Licor ao longo do digestor (MICHELSEN, 1995).	64
Figura 47: Representação esquemática da compactação de cavacos conforme evolução das reações de deslignificação (JANSSON <i>et al.</i> , 2008).	64
Figura 48: Perfil de Compactação e Número Kappa ao longo do digestor.....	65
Figura 49: Perfil da pressão de cavaco ao longo do digestor (LAAKSO, 2008).	66
Figura 50 A: Detalhamento Apalpador Mecânico / Vista Frontal. 50 B: Detalhamento Apalpador Mecânico / Vista Lateral.	67
Figura 51: Detalhamento dos recursos para controle de nível de cavaco e licor.....	68
Figura 52A: Nível de Cavaco controlado 52B: Nível de Cavaco alterado. 52C: Variações do Nível de Cavaco de 0 a 100 %, em momentos de distúrbios	70
Figura 53: DDS: Sistema de Diagnóstico do Digestor proposto por Ahvenlampi <i>et al.</i> (2005).	78
Figura 54: Digestor 1- Cozimento Industrial	82
Figura 55: Digestor 1- Equipamentos auxiliares	82
Figura 56: Digestor 2 - Cozimento Industrial.....	83
Figura 57: Digestor 2 - Equipamentos auxiliares	84
Figura 58: Digestor 2 - Detalhe das circulações/extração.....	84
Figura 59: Visualização on line do Índice de Distúrbios de Compactação de Cavacos	97
Figura 60: Variação das perdas de produção antes e após a utilização do aplicativo do índice de distúrbios de compactação.....	98

LISTA DE TABELAS

Tabela 1: Exemplos de coeficientes de compressibilidade - Eq.3 (RANTANEN e KORTELA, 2006)	57
Tabela 2: Exemplos de constantes k da fração de cavaco (Eq.4 - RANTANEN e KORTELA, 2006)	57
Tabela 3: Identificação das variáveis de processo nas equações	90
Tabela 4: Estatística descritiva das variáveis do Índice de Distúrbios de compactação (Y) ...	91
Tabela 5: Distribuição de frequência do Índice de distúrbios de compactação	92
Tabela 6: Correlação das variáveis com o Índice de Distúrbios de Compactação (Y).....	92
Tabela 7: Resumo das variáveis de seleção da equação	933
Tabela 8: Estatística descritiva das variáveis do Índice de Distúrbios de Compactação (Y)...	94
Tabela 9: Distribuição de Frequência do Índice de Distúrbios de Compactação (Y).....	954
Tabela 10: Correlação das variáveis com o Índice de Distúrbios de Compactação (Y)	95
Tabela 11: Resumo das variáveis de seleção da equação	96
Quadro 1: Limites de Referência de Contribuição ao Índice de Distúrbios de Compactação .	89

TERMOS TÉCNICOS UTILIZADOS:

AA – Álcali Ativo: Solução que possui os componentes químicos ativos da solução do cozimento. Constituído de NaOH e Na₂S. Pode ser expresso em g/l de Na₂O ou NaOH

AE – Álcali Efetivo: Solução que possui os componentes químicos efetivos da solução de cozimento Kraft. Expresso como as concentrações de NaOH + ½ Na₂S, como resultado da reação de hidrólise do Sulfeto em solução aquosa: $\text{Na}_2\text{S} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{NaOH} + \text{NaSH}$. Pode ser expresso em g/l de Na₂O ou NaOH.

Álcali Total: Total dos compostos de sódio no sistema de cozimento/recuperação química. Constituído de NaOH + Na₂S + Na₂CO₃ + Na₂SO₄ + Na₂SO₃. (Não inclui NaCl). Pode ser expresso em g/l de Na₂O ou NaOH.

Downflow: Fluxo vertical na direção descendente.

Sulfidez: Razão entre as concentrações de Na₂S e Álcali Ativo (ou álcali total). Sua concentração precisa expressar em qual base se refere. Expressa em percentual, como base em NaOH ou Na₂O.

$$\% = \text{Na}_2\text{S} / (\text{AA})$$

Lignina: Substância química que confere rigidez à parede da célula da madeira, agindo como agente de ligação entre as células, gerando uma estrutura resistente ao impacto, compressão e dobra.

Carboidratos: São as substâncias sintetizadas pelos organismos vivos, de função mista poliálcool-aldeído ou poliálcool-cetona. No contexto da indústria de celulose e papel, são constituídas pelas celulose, e hemi-celuloses.

Celulose: Polissacarídeo formado por unidades do monossacarídeo β-D-glucose, que ligam entre si através dos carbonos 1 e 4, dando origem a um polímero linear

Hemiceluloses: Mistura de polímeros polissacarídeos de baixa massa molecular, os quais estão intimamente associados com a celulose no tecido das plantas

Licor Branco: Licor utilizado no cozimento. Constituído de solução química de hidróxido de sódio e sulfeto de sódio. Utilizado industrialmente nas concentrações de 100 a 120 g/l.

Licor Verde: Licor resultante das reações de redução da caldeira de recuperação química. É a matéria prima para processamento na caustificação visando gerar o Licor Branco. Constituído de solução química de carbonato de sódio e sulfato de sódio.

Licor Negro: Fase líquida resultante do processo de cozimento. Conforme sua concentração de sólidos é denominado LICOR NEGRO FRACO (antes de evaporado, concentração abaixo de 20 %), ou LICOR NEGRO FORTE (depois de evaporado concentração acima de 50 %). Algumas fábricas utilizam ainda a denominação LICOR NEGRO DILUÍDO, referindo-se ao licor resultante da lavagem, com concentração abaixo de 10 %. Contém uma grande variedade de produtos químicos, incluindo os produtos como lignina, celulose, hemicelulose e os resultantes da degradação de carboidratos.

Madeira *Softwood*: Termo genérico utilizado para as madeiras coníferas. Biologicamente são aquelas a partir de árvores gimnospermas (plantas com sementes sem cobertura). Exemplos destas para aplicações na indústria de celulose e papel são os pinheiros. Possuem densidade menor do que as '*hardwood*', normalmente possuem dois tipos de células (traqueídeos e células transversais). Seu teor de hemicelulose predominante são as glucomananas, ao contrário das xilanas para as madeiras *hardwood*.

Madeira *Hardwood*: Termo genérico utilizado para as madeiras de folhosas. Biologicamente são as denominadas angiospermas (plantas que produzem sementes com algum tipo de cobertura). Exemplos destas para aplicações na indústria de celulose e papel são os Eucaliptos. Uma das características que a diferenciam, é a presença de elementos de vaso, além das células presentes na *softwood*.

Número Kappa: Termo utilizado para definir o grau de deslignificação de uma polpa. Normalmente é medido em laboratório, e em algumas fábricas de instrumentação moderna, com analisadores 'on-line' na polpa de descarga, ou mesmo na parte interna do digestor (*mid-kappa*). A medida é realizada através de uma reação de oxidação com permanganato de potássio (KMnO₄), que fornece a quantidade de material oxidável em uma amostra.

***Upflow*:** Fluxo vertical na direção ascendente.

SIGLAS

DDS - Sistema de Diagnóstico do Digestor (*Digester Diagnosis System*)

EMCC- Cozimento Contínuo Modificado Estendido (*Extend Modified Continuous Cooking*)

GPC - Controle Preditivo Generalizado (*Generalized Predictive Control*)

ITC - Cozimento Isotérmico (*Iso Thermal Cooking*)

LB - Licor Branco

LN - Licor Negro

LND - Licor Negro Diluído

MCC - Cozimento Contínuo Modificado (*Modified Continuous Cooking*)

PIMS - Sistema de Gerenciamento de Informações de Processo (*Process Information Management System*)

TAPPI - Associação Técnica das Indústrias de Celulose e Papel EUA (*Technical Association of Pulp and Paper Industries*)

SDCD - Sistema Digital de Controle Distribuído

UKP - Polpa Kraft Não Branqueada (*Unbleached Kraft Pulp*)

RESUMO

CORREIA, Flávio Marcelo, M.Sc., Universidade Federal de Viçosa, Julho de 2010. **Análise de distúrbios de compactação de cavacos de eucalipto em digestores contínuos fase vapor.** Orientador: Jorge Luiz Colodette. Co-orientadores: Adair Regazzi e José Lívio Gomide

Um dos principais problemas de operação do digestor contínuo (em particular nos digestores em fase vapor) é o adequado controle de nível de cavaco. Esta variável é de significativa importância, pois vários fatores afetam seu resultado, e a ela está associado o tempo de retenção de cozimento e, por conseguinte, o controle das reações de deslignificação. Havendo problemas de desequilíbrio no grau de compactação da coluna de cavacos e instabilidades no movimento hidráulico desta no interior do digestor, perde-se por completo o controle do tempo de reação. Assim, consequências significativas refletem sobre a produção, qualidade e uniformidade do produto. Trabalhos publicados de vários autores, já mostraram as relações entre as diferentes variáveis de processo e suas reações de cinética química, desenvolvendo diferentes modelos de reações de cozimento. Não obstante, tais modelos só são aplicáveis às condições de processo estacionário e de continuidade do digestor. Várias são as possíveis causas de instabilidade no controle de nível de cavaco, e quase sempre não é possível identificar ou atuar na causa fundamental imediatamente, considerando a complexidade das diferentes variáveis de processo (ainda que fortemente automatizadas) e a sinergia entre elas. Este trabalho teve como objetivo agrupar em uma variável as principais informações de processo relacionadas à compactação de cavacos de eucaliptos em um digestor contínuo fase vapor, avaliar a interação entre elas e os seus efeitos em distúrbios operacionais. Os resultados obtidos permitiram um melhor entendimento das ocorrências de retenção da coluna de cavacos, facilitando o controle operacional do equipamento durante instabilidades, pela antecipação das ações nas alternativas manipuladas principais, e minimização das perdas de produção e de qualidade do produto.

ABSTRACT

CORREIA, Flávio Marcelo, M.Sc., Universidade Federal de Viçosa, July, 2010. *Eucalyptus* **Chip compaction disturbance analysis in a vapor phase continuous digesters.** Adviser: Jorge Luiz Colodette. Co-Advisers: Adair José Regazzi and José Lívio Gomide.

A major operation issue at the continuous digester operation (particularly in the vapor phase digesters) is the appropriate chip level control. This is a significant variable, concerning the association with the cooking retention time. If there are problems in the chip compaction bed, affecting chip level, the reaction time is out of control. Significant effects occurs on the production, quality and uniformity product as result. Published papers of several authors, have already demonstrated the relationships between the different process variables and their reactions to chemical kinetics, developing different models of cooking reactions. However, such models are applicable only to digester equilibrium conditions. There are several possible causes of chips compaction disturbances in the continuous digesters, and often it is difficult to identify and act on them immediately, considering the variables complexity (even if highly automated), and synergy between them. This study aimed to cluster in one variable the different key process information that affect Eucalyptus chip compaction disturbance in a vapor phase continuous digester, evaluate the interaction between them and their effects in chip bed retention disturbances. From results, expected to get a better understanding of chip bed packing , making it possible to optimize liquor and chip flow in the digester, by doing modifications in advance of the main manipulated alternatives, and thereby ensuring uniform fiber quality and production efficiency.

1 - INTRODUÇÃO

O mercado mundial de celulose tem apresentado demanda crescente nas últimas décadas. A produção tem acompanhado a demanda, com a criação de novas fábricas de porte cada vez maior. Visando minimizar investimentos, os fabricantes têm projetado instalações em linha única, construindo equipamentos de capacidade muito elevadas.

Em relação aos digestores, o incremento deste equipamento começou aumentando a altura, construindo equipamentos acima de 60 m, tendo como exemplo, a fábrica de Gruvon na Suécia que construiu um digestor com 81 m em 1969.

Com os problemas apresentados pelos digestores de altura elevada, o incremento passou a ser através do aumento do diâmetro, chegando a atingir 10 m, como por exemplo, a fábrica de Joutseno em 1999 (KNUTSEN reportado por LAAKSO, 2008).

Está previsto para entrar em operação em meados de 2010, um dos maiores do mundo, que tem capacidade de projeto de 5.100 tSA/dia na China, com altura de 68 m e diâmetro de 12,5 m.

O controle de nível de cavaco e licor em um digestor contínuo é uma das mais difíceis tarefas operacionais (MICHELSEN, 1995, PUOLAKKA *et al*, 2005, LAAKSO, 2008), e passou a ficar ainda mais difícil com o perfil destas novas construções.

A qualidade da polpa resultante do cozimento é normalmente determinada através da medição do número Kappa.

Esta análise é realizada na descarga do digestor, sendo que as principais variáveis de processo estão localizadas no topo do digestor (nível, temperatura e álcali).

Desta forma, considerando a variável de controle em relação à variável manipulada, apresenta-se com uma defasagem do tempo de retenção do digestor (normalmente superior a quatro horas).

O controle do número kappa é o item mais importante para o cozimento, e é determinante para as etapas subsequentes do processo (depuração e branqueamento), tendo impactos significativos para os custos, o meio ambiente e a qualidade da celulose final. Neste contexto, a modelagem matemática tem sido aplicada ao processo kraft, em diferentes níveis de complexidade para minimizar a variabilidade. A cinética de reações químicas, a influência

do cavaco e tipo de madeira, impactos da temperatura, álcali, relação licor/madeira possuem vastas informações na literatura em relação aos processos de cozimento.

No entanto, o grau de compactação de cavacos, o controle de nível de licor e cavaco, bem como sua relação com o tempo de residência (e conseqüente interferência com o grau de cozimento), são relativamente pouco explorados (WISNEWSKI, 1997).

Se o grau da compactação da coluna de cavacos é conhecido no digestor, os distúrbios de processo são mais fáceis de identificar e corrigir, adequando o processo às condições padrão de operação. Este é um problema de controle típico em digestores contínuos, com ênfase particular aos de processo fase vapor.

Modelos que explicam os fenômenos de compactação de cavacos em digestor contínuo foram estudados por alguns pesquisadores utilizando madeiras de fibra longa, como os apresentados por Harkoonen (1987), onde explicou as interações entre a compactação de cavacos e as demais variáveis do digestor, descrevendo o movimento hidráulico vertical da coluna de cavacos de um digestor fase vapor. Nesta descrição, aborda o fluxo de licor através do leito de cavacos. Considera o licor como incompressível e o leito de cavacos ao contrário, como um meio poroso compressível, elástico e reversível.

Na realidade, o tempo de permanência ao longo do digestor, que é uma importantíssima variável, é dependente da taxa de produção e o grau de compactação de cavaco, que por sua vez não é calculado por meio algum quando em condições adversas.

Ahvenlampi e Uusitalo (2006) estudaram a influência do *plugging* de peneiras de extração e variações no nível de cavaco e licor com utilização de dados industriais, visando diagnosticar problemas quando em condições anormais de operação (isto é, fora do estado estacionário). Avaliaram três abordagens para o diagnóstico de funcionamento normal e anormal, considerando o fluxo de extração, a compactação de cavaco e lógica fuzzy para o diagnóstico.

O objetivo deste trabalho foi agrupar em uma variável, o conjunto das variáveis de processo relevantes na operação do digestor contínuo, através das variáveis: temperatura da polpa descarga, fluxo extração de licor, fluxo de descarga, nível apalpador cavaco, nível parcial e total do licor, diferencial de pressão da extração e descarga, corrente do raspador de fundo, temperatura da circulação de cozimento e diferença de densidade do cavaco. Tais variáveis foram coletadas através do SDCD, e aplicadas a um teste de lógica, associadas a limites empíricos de variações, resultando em um índice de monitoramento dos distúrbios de compactação de cavacos.

O conhecimento da tendência deste índice de referência, a interação das variáveis de processo uma com as outras, bem como a ponderação de cada variável de processo, permitiu antecipar decisões visando minimizar os impactos das variações do tempo de retenção na qualidade da polpa produzida e do ritmo de produção.

2 - REVISÃO DA LITERATURA

2.1 - Processo Kraft

O processo Kraft (ou sulfato) com cozimento contínuo tem sido o processo dominante de produção de celulose.

Suas origens se remontam ao final do século 19. As primeiras patentes que tratam da deslignificação de madeira através de uma solução de hidróxido de sódio e sulfeto de sódio foram obtidas por *A.K. Eaton* em 1870 e 1871 através das patentes *Improvement in the manufacture of paper pulp - US Patent 106 143* em 09 de agosto de 1870 e da patente *Improvement in the manufacture of paper pulp- US Patent 119 224* de 26 de setembro de 1871 (SJOHOLM, 1999).

Nesta patente, o carbonato de sódio é substituído pelo sulfato de sódio (de menor custo).

Apesar disso, é usualmente creditado como o ‘inventor do processo kraft’, ao químico pesquisador *C.F. Dahl*, da cidade de Danzig, Alemanha. Ele descobriu a possibilidade da substituição do carbonato de sódio por sulfato de sódio para reposição dos químicos de cozimento. Inicialmente os resultados não foram satisfatórios, e finalmente obteve a patente deste método (*US Patent 296 935*) em 15 de abril de 1884 (CLAYTON, 1969).

O grande efeito positivo ao novo método (até então realizado com hidróxido de sódio) foi justificado às melhorias das propriedades de resistência da polpa. Os primeiros processos de utilização industrial foram realizados com madeiras de coníferas da Escandinávia, e o primeiro papel foi produzido na Suécia na fábrica de Munkjo in Jonkopping em 1885. Este papel apresentou propriedades de maior resistência, passando a ser conhecido como ‘processo kraft’, pela derivação da palavra sueca (e germânica) para o conceito de ‘resistência’.

A primeira fábrica Kraft na América do Norte foi feita na Brompton Paper Company, East Angus em Quebec no Canadá, em 1907. Logo em seguida, a primeira fábrica nos Estados Unidos foi criada em 1911 em Pensacola, Flórida, através da conversão do processo soda então existente por *E.H. Mayo*.

O processo Kraft (ou sulfato) passou a competir com o processo sulfito. Teve progresso contínuo através do desenvolvimento das operações unitárias nas áreas de

evaporação e queima de licor. O avanço efetivo aconteceu na década de 1930, através do “Forno de Recuperação de *Tomlinson*”, onde a evaporação final e a queima do licor negro, geração de vapor e recuperação dos químicos de cozimento foram incorporados em uma única unidade na caldeira de recuperação química. Prosseguindo este desenvolvimento no final da década de 1930 e da década de 1940, passou-se a utilizar industrialmente o digestor contínuo, a lavagem por difusão de polpa dentro do digestor, os processos de recuperação do carbonato em fornos de cal, os processos de caustificação, tratamento de efluente etc.

Termos técnicos específicos do jargão industrial foram criados para este processo, padronizados por associações técnicas do setor (*TAPPI Information Sheet 061-05*).

Extensa literatura é disponível sobre as características do processo Kraft, dentre elas, Kleppe (1970) descreve a cinética de deslignificação, rendimento de polpa e suas variáveis com carga alcalina, sulfidez, tamanho de cavaco, temperatura de cozimento, número kappa, qualidade da madeira, reações de carboidratos, adsorção de hemiceluloses, propriedades da polpa, aspectos de poluição etc., para dados de polpa de madeiras *softwood*.

O processo Kraft é associado aos gases odorosos, principalmente organo sulfurados, que possuem odor característico de alta sensibilidade humana.

De uma forma geral, uma moderna indústria de processo Kraft de celulose de mercado possui as etapas de descascamento, picagem de cavacos, cozimento, depuração, lavagem, branqueamento e secagem indicados na Figura 1 a seguir. O foco do trabalho é direcionado para a etapa de cozimento, conforme destaque:

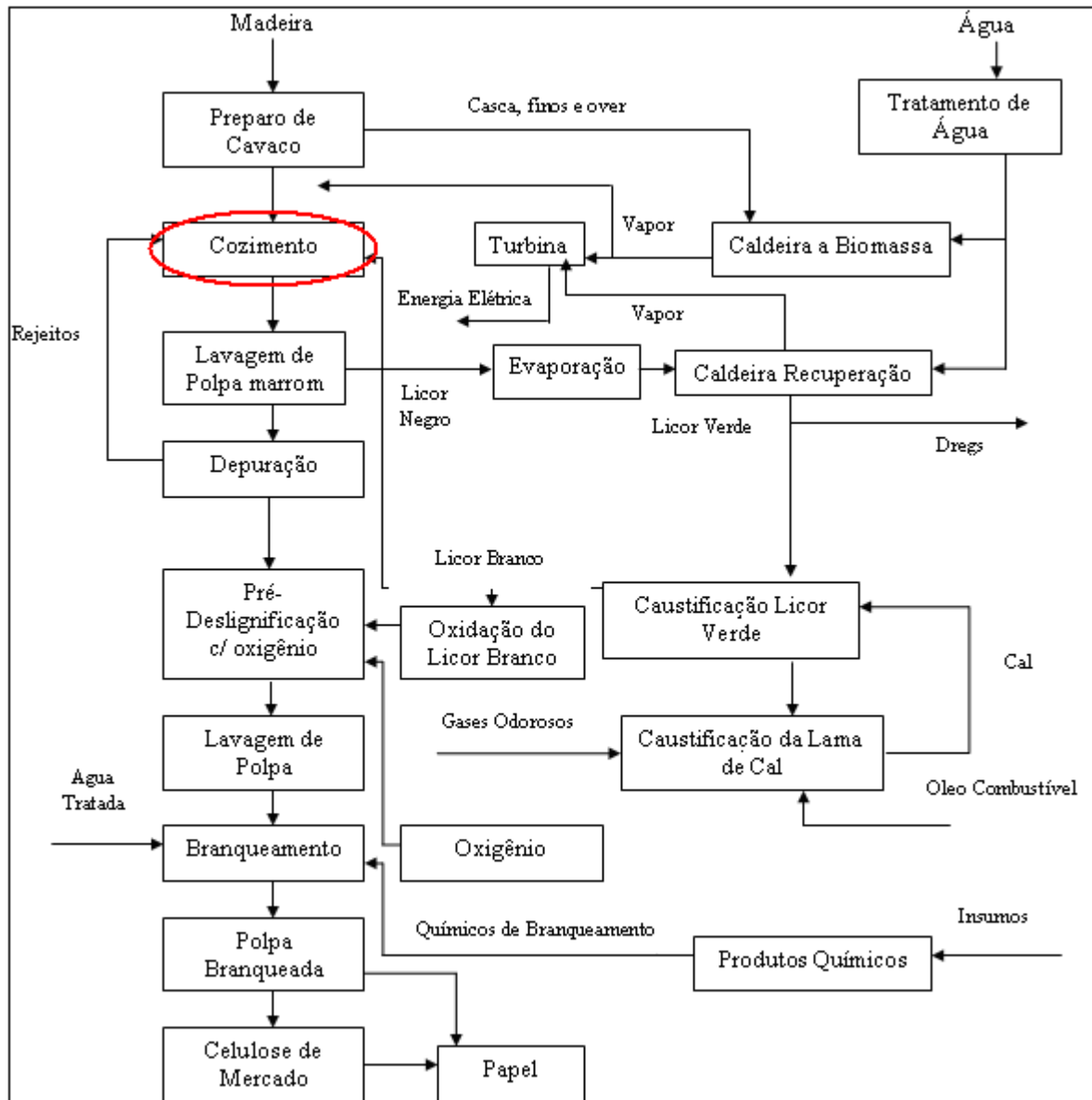


Figura 1: Processo Kraft.

2.2 - Digestor Contínuo

Para produção de Celulose, pode-se utilizar digestores *batch* ou contínuo. Digestor contínuo é o equipamento em que se processam as reações de cozimento em processo contínuo.

Os digestores *batch* foram os primeiros utilizados (seja em grande ou pequena escala). São vasos pressurizados que recebem uma batelada de licor e cavaco, processa-se o aquecimento, e após o tempo de reação são descarregados. Geralmente são fabricados em aço carbono, com espessura especiais conforme o tamanho.

De uma forma geral os fatores que favorecem aos digestores *batch* estão vinculados à maior confiabilidade da produção, flexibilidade de operação, flexibilidade de *mix* de matéria prima (*hard wood / soft wood*) em produção em bateladas de cada uma delas, fácil *start up* e paradas e menores custos de manutenção (PATTON, 1981).

Por outro lado, os fatores que favorecem os digestores contínuos são relevantes, como o menor consumo de vapor, menor consumo de energia, menor demanda de espaço físico (mais compacto), melhor tratamento dos gases gerados e principalmente o determinante fator para empresas de grande porte, que são os menores custos de instalação (SMOOK, 1998).

O digestor contínuo é um reator tubular, onde ocorre deslignificação de cavacos de madeira com álcali em altas temperaturas e pressão. Apresenta simultaneamente as fases sólida, líquida e vapor, cujo comportamento é fortemente dependente dos fenômenos de transporte de calor e massa, bem como da evolução das reações químicas em seu interior.

É constituído de três regiões distintas: zona de impregnação (onde ocorre a impregnação de cavacos com licor aquecido), zona de cozimento (onde ocorrem as reações de deslignificação) e zona de lavagem (onde ocorrem as fases de lavagem, resfriamento e remoção da lignina residual). O parâmetro fundamental de controle do digestor é o número kappa (que indica o teor residual de lignina na polpa).

Ao longo dos anos, tem ocorrido evolução nos projetos dos digestores visando atender a necessidade do incremento de produção. Esta evolução levou ao crescimento do tamanho físico dos digestores contínuos, assim como o aumento da produção por área do equipamento.

A sinergia negativa entre a elevação das taxas de produção e o aumento físico dos digestores fez aumentar também a quantidade de situações de falha nos mesmos (PUOLAKKA *et al.*, 2005).

As perdas econômicas para a fábrica de celulose podem ser significativas se tais situações não forem controladas, correndo o risco real de afetar o volume de produção.

2.2.1 - Histórico

No digestor contínuo, os cavacos e licores de cozimento são alimentados em taxas controladas em um vaso tubular vertical pressurizado. Os cavacos se movem em fluxo descendente, sendo descarregados ao fundo em forma de polpa.

A introdução do digestor contínuo veio consolidar o processo Kraft, viabilizando sua larga utilização industrial.

Os principais obstáculos iniciais para a operacionalidade do equipamento, eram como alimentar cavacos continuamente em um vaso de pressão, e como fazer para descarregar a polpa em alta temperatura deste vaso à pressão atmosférica.

As plantas de descascamento, picagem, depuração e também as máquinas de papel já eram contínuas desde o século 19. Os conceitos das plantas de branqueamento contínuo vieram a fortalecer e incentivar ao desenvolvimento dos conceitos de digestor contínuo.

Os primeiros desenvolvimentos deste cozimento foram realizados no final da década de 1920, através da patente de *Dunbar* nos Estados Unidos em 1928, conforme Figura 2:

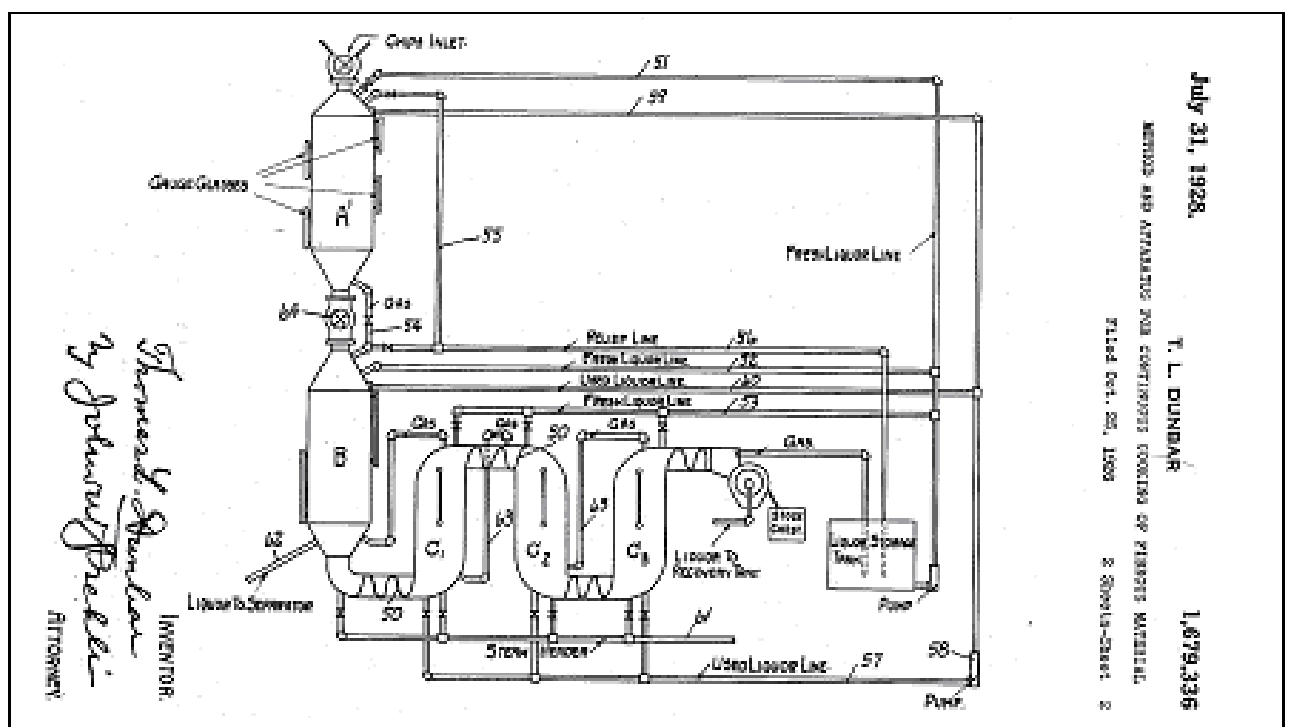


Figura 2: Primeiros protótipos de digestor contínuo (DUNBAR 1928).

Outro conceito de projeto das tecnologias iniciais foi o conceito do digestor *Messing-Durkee* reportado por Rydholm (1965), conforme Figura 3. Nesta unidade, um reator constituído de um tubo inclinado de aproximadamente 1,5 m de diâmetro e 15 m de comprimento, possuindo em seu interior uma corrente para fazer o transporte de cavacos, seja em fase líquida ou em fase vapor, com tempo de retenção de aproximadamente 1 hora. Pelas características do equipamento, permitia um pequeno volume de produção.

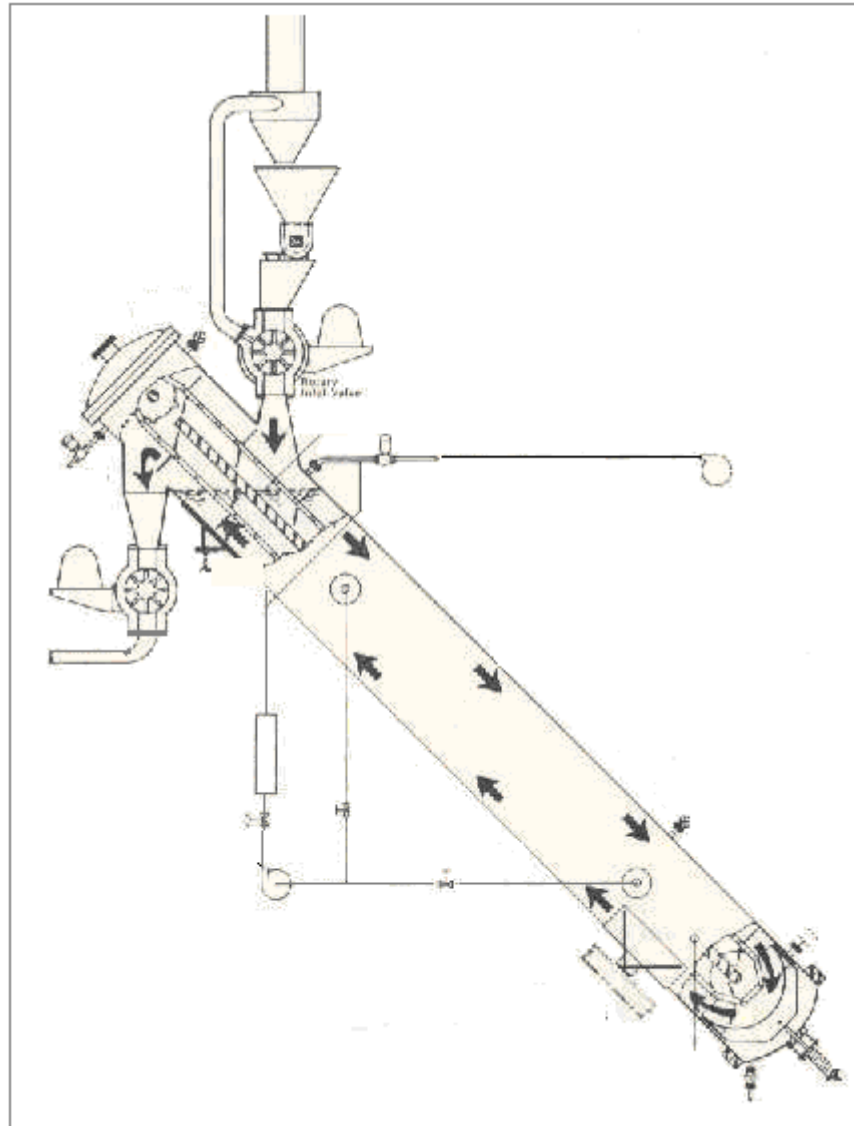


Figura 3: Digestor Contínuo Bauer Messing-Durkee fase vapor (RYDHOLM, 1967).

Pode se observar na figura a presença de equipamento tipo válvula-rotativa para separar diferentes zonas de pressão.

Estes digestores podem também ser conectados em série, sendo um para impregnação e outro para cozimento, conforme Figura 4:

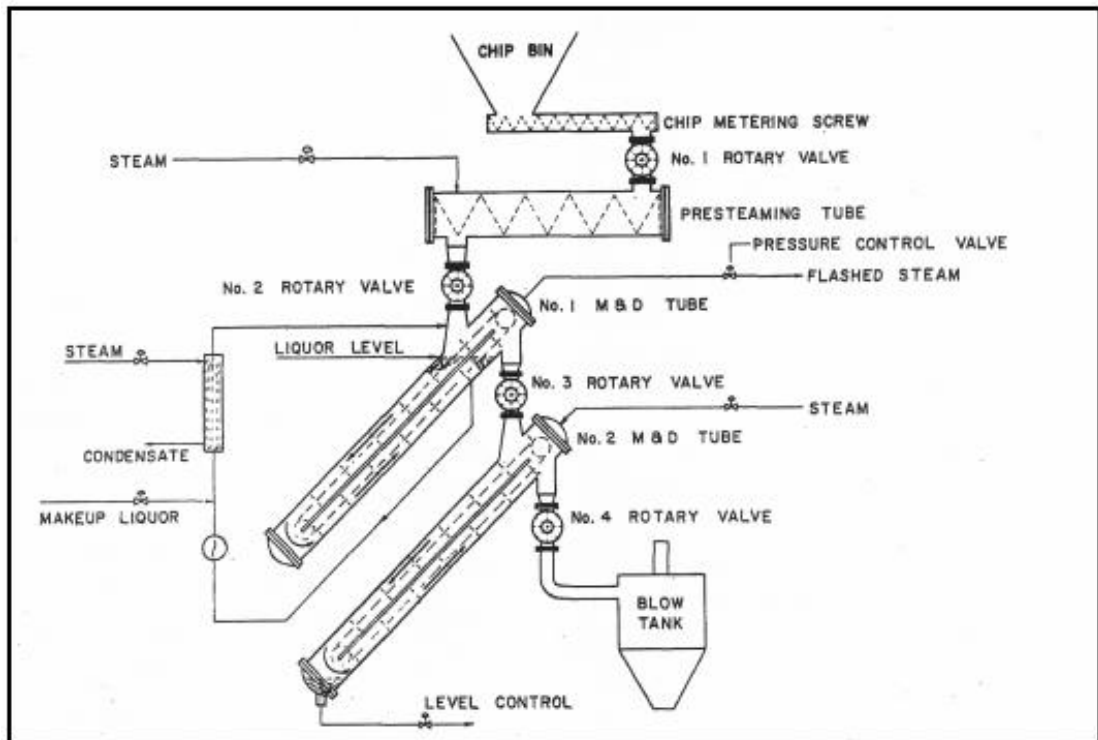


Figura 4: Digestor Durkee Duplo Tubo (CLAYTON, 1969).

Pode se observar neste equipamento, conceitos importantes que permanecem nos equipamentos atuais, como a rosca medidora de cavacos, o vaso de vaporização, o controle de nível de licor e um tanque de descarga.

Outros digestores foram desenvolvidos também pelas empresas Pandia (Chemipulper), Defibrator (Asplund), estes particularmente aplicados a sistemas semi-químicos, bem como Escher-Wyss, Impco (alimentado pelo fundo) e o digestor Esco conforme Figura 5:

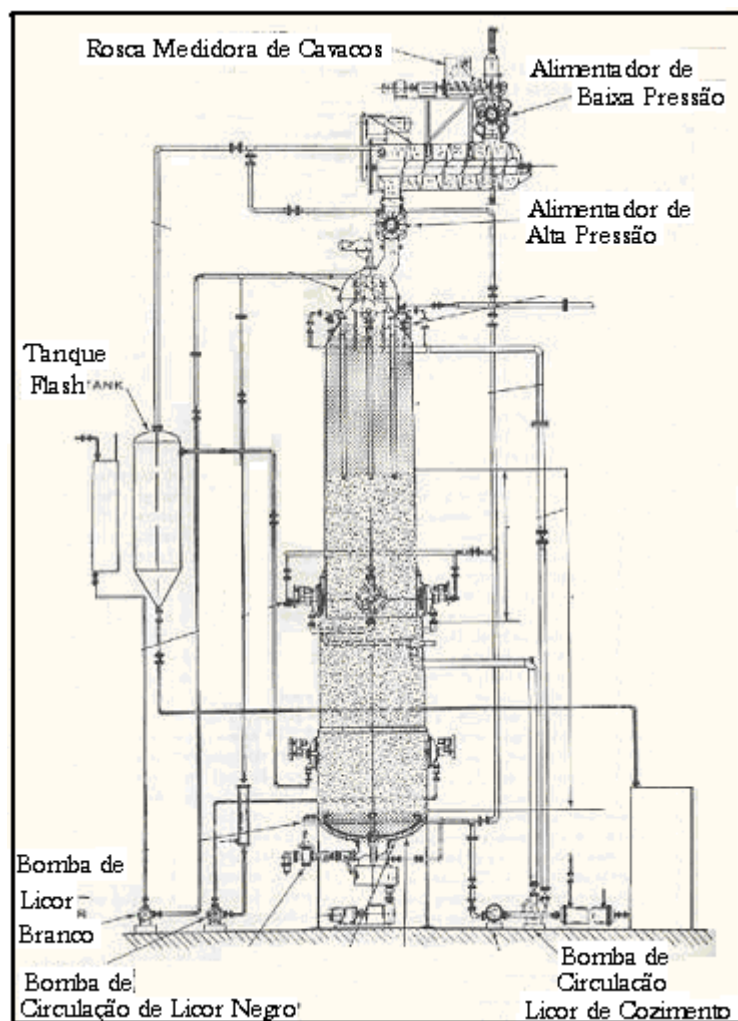


Figura 5: Digestor Esco (CLAYTON, 1969).

Apesar das diferentes tentativas das demais empresas, grande desenvolvimento do processo contínuo de cozimento kraft foi conduzida pela empresa, Kamyr.

O nome Kamyr provém de duas Empresas *AB Karlstads Mekaniska Werkstad* da Suécia e *Myrens Verkstad* da Noruega. Estas duas empresas se fundiram em 1920, e desenvolveram vários projetos na área de produção de celulose, resultando na patente registrada na Suécia 106 660 de 07 de abril de 1938. Esta patente tinha como conceito um par de vasos superpostos, com lavagem intermediária na zona de cozimento, fluxo cocorrente de licor, descarregado na mesma temperatura de cozimento, conforme Figura 6:

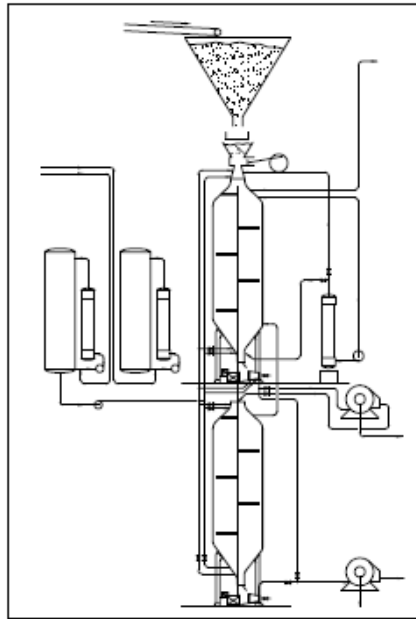


Figura 6: Cozimento Correspondente à Patente Sueca de 1938 (RICHTER 1981).

Em seu trabalho de 1981, Richter relata os fatos que fizeram a criação do projeto do ‘digestor Kamyř’. O autor relata historicamente os desafios e sucessos, em que foram apresentados os primeiros conceitos sobre cozimento contínuo em Buffalo, Estados Unidos em um encontro da TAPPI em 1948. Reporta a evolução dos projetos de pesquisa , com alguns equipamentos de alimentação e descarga que deram origem aos hoje existentes, conforme Figura 7:

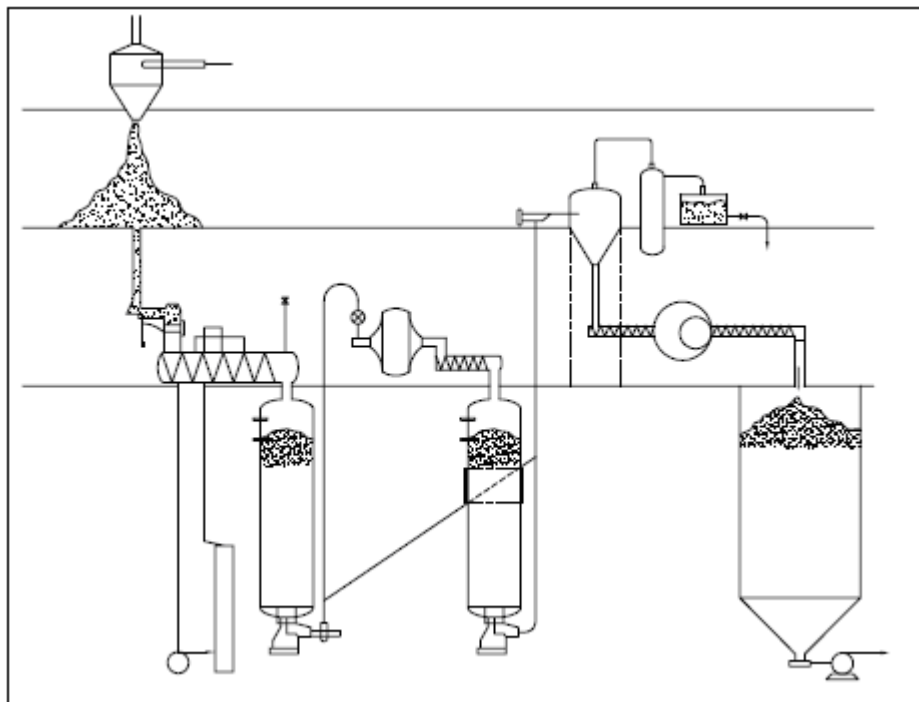


Figura 7: Planta Piloto de Cozimento para 8 t/dia (RICHTER, 1981).

Foram décadas para se resolver os problemas mecânicos e outros envolvidos na construção de um digestor de porte. O primeiro digestor comercial começou com uma produção de 30 t/ dia em *Fengersfors* na Suécia em 1950. Sua operação encerrou 20 anos depois, pois era muito pequeno para ser econômico. Cavacos e licor de cozimento eram alimentados no topo do digestor, com uma circulação de aquecimento separado para aquecer o licor. O volume total do digestor era de cerca de 100-200 m³.

O problema chave para a operação do digestor contínuo era a dificuldade em alimentar o digestor em alta pressão. A Kamyr resolveu este problema construindo um alimentador a alta pressão, tendo registro através da patente de Johan Richter de 06 de outubro de 1970 nos Estados Unidos. Nesta patente, Richter dispõe um fluxograma básico de um digestor conforme Figura 8.

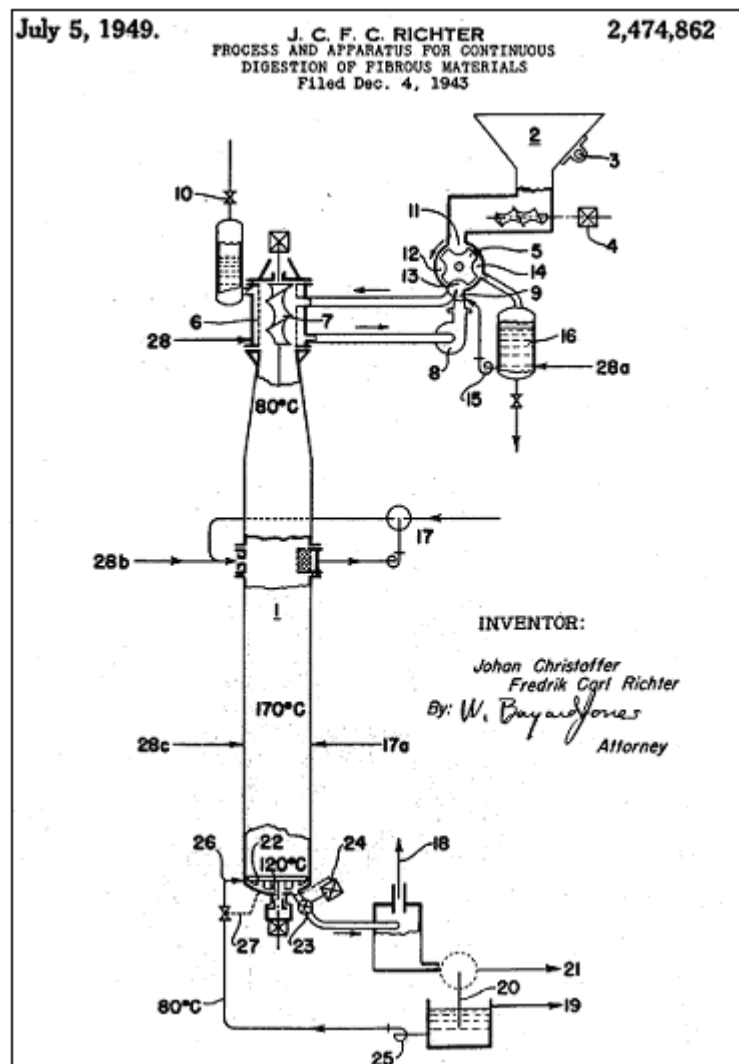


Figura 8: Equipamentos auxiliares do digestor contínuo proposto por Richter (1949).

O alimentador de alta pressão evoluiu tecnologicamente, tendo seu desenho como um cilindro esférico adequadamente perfurado para passagem de licor e cavaco, conforme indicado na Figura 9:

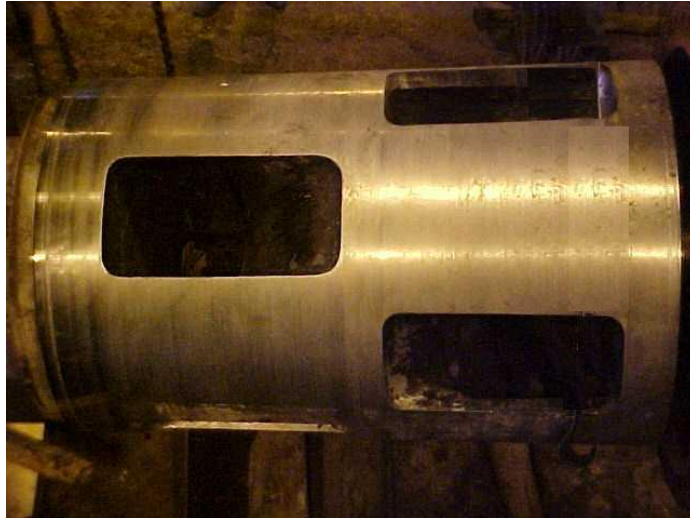


Figura 9: Parte interna de um alimentador de alta pressão.

Em seus relatos, Richter registra que inicialmente os digestores não estavam apresentando boas propriedades da polpa por baixa resistência da fibra. Ele chegou a assumir em um encontro técnico em Estocolmo em 1956, que o digestor contínuo teria qualidades da polpa inferiores ao digestor *batch*.

Uma das razões para isso era a forte variação de temperatura ao descarregar a polpa para pressão atmosférica.

Após novos desenvolvimentos, verificou-se que se resfriando a polpa abaixo de 100° C antes de sua expansão, obtinha-se melhoras significativas na qualidade.

O resfriamento poderia ser feito com a adição de um filtrado em menor temperatura no fundo do digestor.

2.2.1.1 - Lavagem Hi-Heat

Em 1960 na Austrália, um digestor com cozimento soda (instalado em 1956), foi equipado com lavagem contracorrente com sistema de filtrado em menor temperatura (RICHTER, 1981). O fluxo contracorrente era esperado para ajudar ao fluxo descende da coluna de cavaco, diminuindo o atrito do cavaco com a parede, minimizando a possibilidade de variação do nível da coluna de cavaco conforme Figura 10:

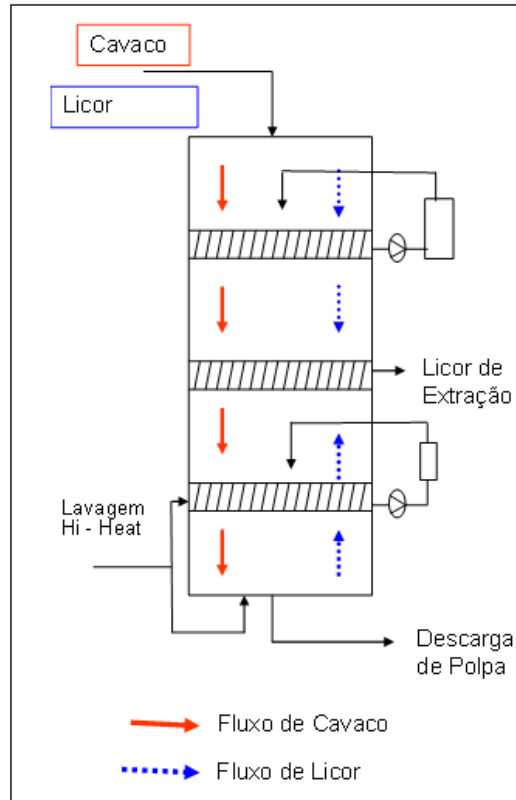


Figura 10: Fluxo simplificado com lavagem ‘Hi-Heat’.
(setas contínuas – fluxo de cavaco; setas tracejadas – fluxo de licor).

Este sistema foi denominado de Lavagem *Hi-Heat* (marca registrada da Kamy Inc.), considerando seu significado em inglês de ‘lavagem a quente’.

Para as fábricas que buscavam investir em capacidade extra, as opções nos anos 60 eram comprar digestores adicionais *batch*, ou implantar um contínuo. Os digestores adicionais exigiam mais espaço, e o sistema de lavagem existente normalmente não eram suficientes para se ajustar ao aumento da produção.

Neste caso, a fábrica tinha que investir também em acréscimo de capacidade. Desta forma, um digestor contínuo já equipado com a etapa de lavagem tornou-se uma adequada opção para incremento de produção com investimentos menores.

Outra item que contribuiu para aumentar o número de digestores contínuos, foi a mudança de processo pelas fábricas de sulfito convertendo a sulfato.

Além destes fatores, a simplicidade, a redução nos consumos de álcali e vapor, bem como a facilidade da manutenção do cozimento contínuo contribuiu significativamente em tornar este processo dominante comercialmente.

Apesar do inconveniente de aumentar o tamanho do digestor para acomodar um estágio extra de lavagem, a possibilidade de descarregar a polpa em menor temperatura promoveu sinergias em seus efeitos para melhorar a lavagem, melhorar as propriedades da polpa e facilitar a operação do digestor. A utilização da lavagem *Hi-Heat* veio se tornar um padrão em sistemas de cozimento contínuo Kamyr a partir de 1962, com as zonas de impregnação, aquecimento, cozimento e lavagem.

Ao aumentar o tamanho do digestor para o novo estágio de lavagem, houve também a demanda de aumento da capacidade de produção, tendo como resultado aumento significativo na altura dos digestores. Até então os digestores tinham entre 20 a 30 metros de altura, e os digestores instalados no princípio dos anos 70 tinham 70 a 80 metros de altura. Por exemplo, o digestor da fábrica de Gruvön (Figura 11) medindo mais de 80 m de altura.

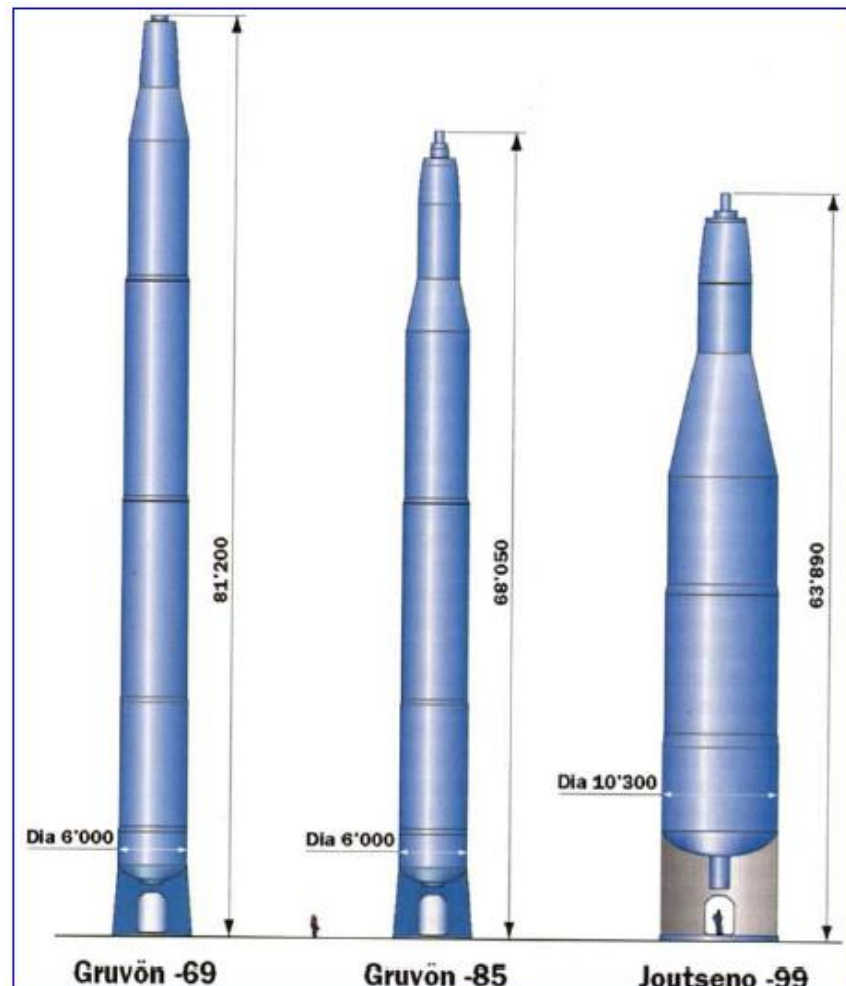


Figura 11: Evolução da altura dos digestores (LAAKSO, 2008).

Este incremento na altura da coluna de cavacos fez aumentar também os distúrbios de compactação de cavacos no digestor.

Consequentemente, os fabricantes de digestor começaram a procurar alternativas para reduzir os problemas de compactação de cavaco e aumentar a produção, sem comprometer os resultados de lavagem. As opções eram aumentar o diâmetro do digestor ou construir um vaso de impregnação em separado.

A utilização de vaso de impregnação em separado para o cozimento contínuo foi desenvolvida nos anos 60, permitindo reduzir a altura do digestor, e em consequência diminuir a compactação de cavacos.

Conforme reportado por Laakso (2008), uma nova tendência no final dos anos 1980 foi o aumento temperatura da zona *Hi-Heat*, ficando próxima à temperatura de cozimento. Esta por sua vez, foi reduzida gradativamente. Desta forma, a altura da seção *Hi-Heat* foi reduzida para aproximadamente 10 metros conforme Figura 12.

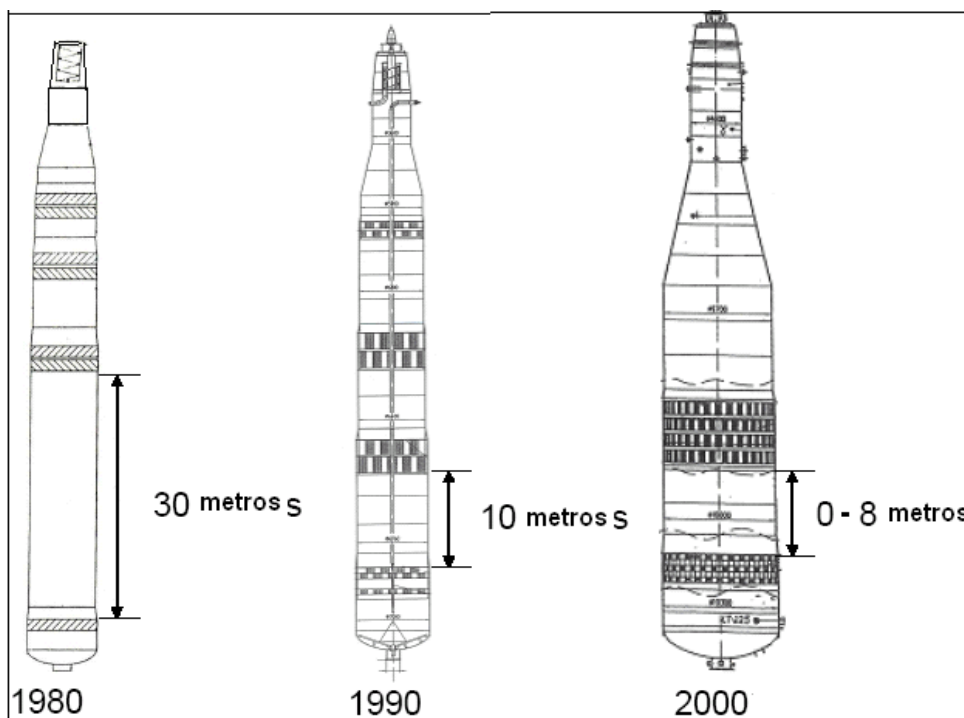


Figura 12: Evolução da altura da zona de lavagem (LAAKSO, 2008).

2.2.1.2 - Cozimento Contracorrente

Uma extensão lógica da **lavagem** contracorrente, é o **cozimento** contracorrente. Neste cozimento, o licor branco aquecido é introduzido diretamente acima da zona de lavagem do digestor, direcionando em fluxo contrário ao fluxo de cavacos conforme indicado na Figura 13. Este sistema foi inicialmente aplicado na Austrália, com cozimento de *eucalyptus* com soda, aumentando a alvura e reduzindo o consumo de álcali (CLAYTON, 1969).

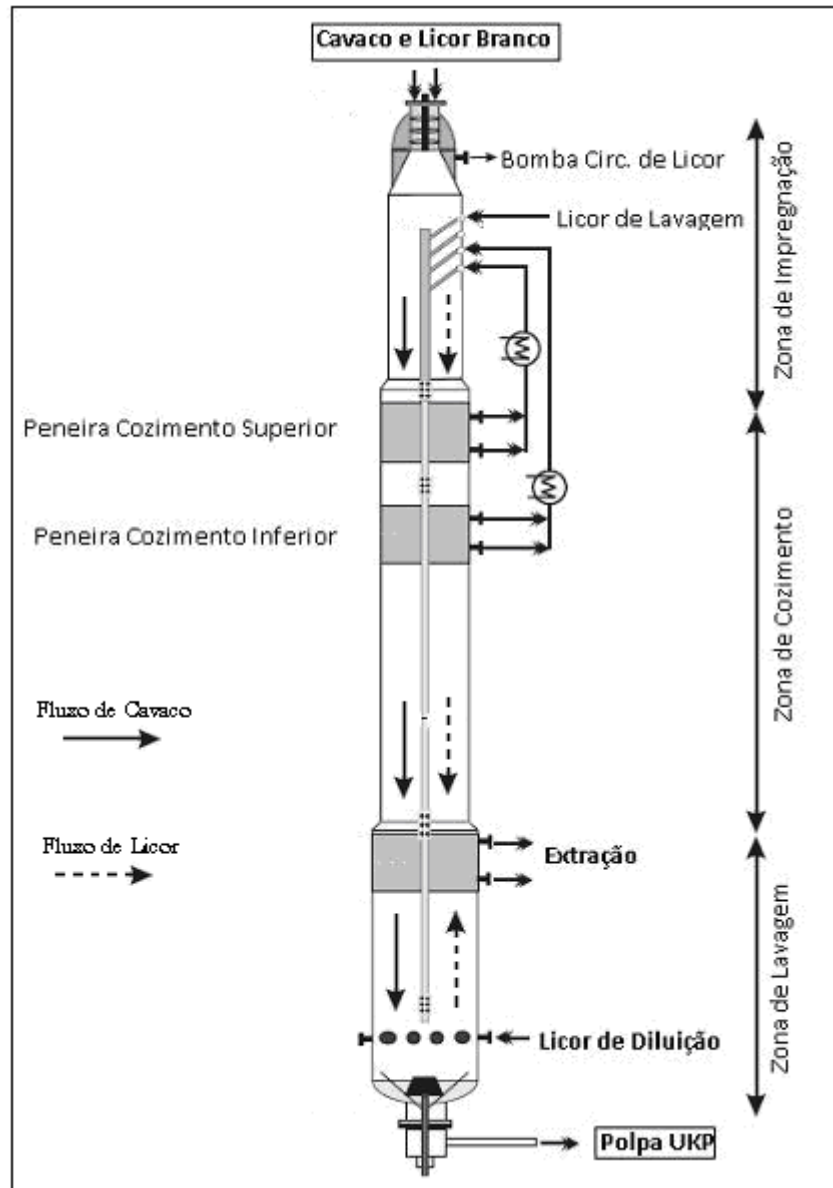


Figura 13: Digestor contínuo Kamyr Típico.

Neste sistema de cozimento Kamyr típico, os cavacos são alimentados através de correias transportadoras para um silo de cavacos (que podem ser de diversos tipos).

Após o silo, os cavacos são direcionados ao dosador de cavacos (equipamento em que ocorre a medida do volume de cavaco alimentado ao digestor). É através desta informação que se faz todos os controles do digestor para avaliação da madeira alimentada (detalhamento na Figura 14).

Nesta fase, ocorre a etapa de remoção do ar do interior dos cavacos para prepará-los para receber o licor de cozimento. É através desta importante operação, que se consegue fazer o cavaco mover-se em fluxo descendente no interior do digestor.

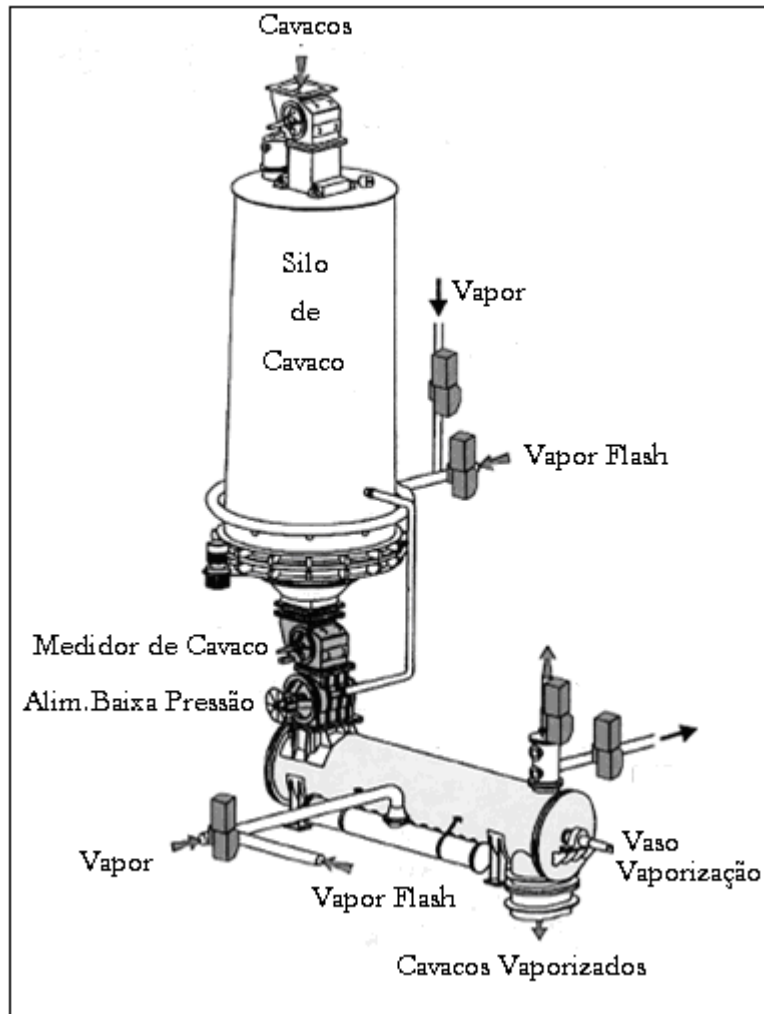


Figura 14: Instalação típica de um silo de cavacos com adição de vapor ou licor flash para pré-vaporização (Metso Automation, 2005).

Em seguida, os cavacos são direcionados para um “alimentador de baixa pressão”, passando da pressão atmosférica para uma zona de baixa pressão. Posteriormente é alimentado a um “vaso de impregnação”, em que os cavacos são impregnados com vapor para remoção do ar (instalações modernas dispensam este equipamento, quando a pré-vaporização for realizada no próprio silo ou em vaso a parte).

Os cavacos pré-vaporizados, seguem para o “alimentador de alta pressão”, em que é encaminhado ao interior do digester (pressão aproximada de 7 kg/cm^2). No interior do digester, segue em fluxo descendente procedendo às reações de deslignificação. Detalhamento destes equipamentos auxiliares é apresentado na Figura 15.

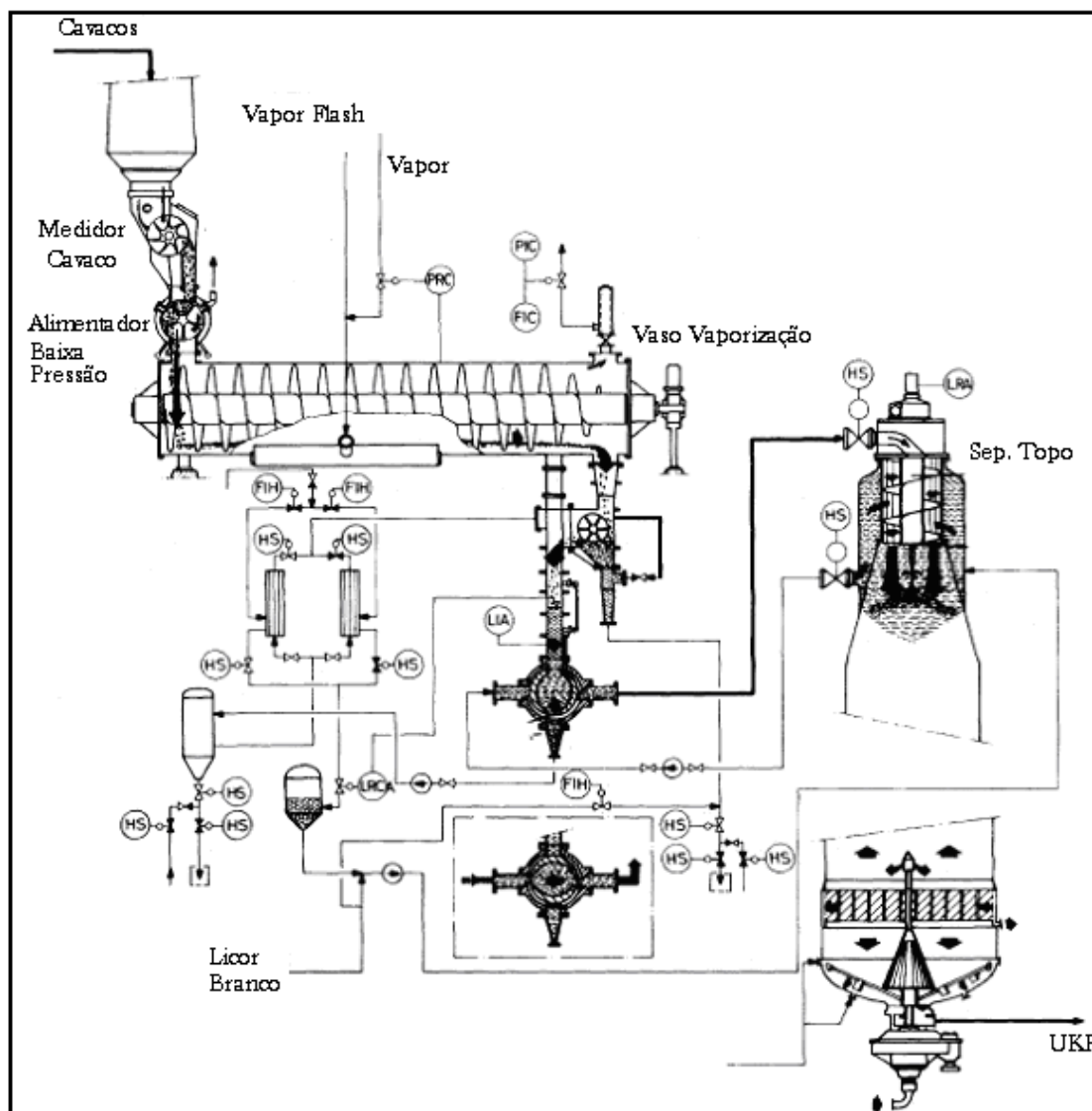


Figura 15: Detalhamento dos equipamentos acessórios do digestor Kamyr.

A Kamyr, teve dominância nos processos de patentes relativas à alimentação e descarga de digestor contínuo de cavacos., tendo se expandido com instalações industriais em vários países do mundo.

Dentre as principais modificações tecnológicas deste fornecedor, destacam-se a conversão de descarga a quente para descarga a frio (1958), o desenvolvimento do digestor em fase vapor, desenvolvimento do separador de topo inclinado (1967), a inclusão de um estágio de lavagem por difusão (1962), a inclusão de um silo com pré-vaporização de cavacos (1974), e finalmente o desenvolvimento de cozimento em dois vasos separados - de impregnação e digestor (1972).

A Kamyr se estabeleceu na América do Norte em 1953 como uma filial denominada Kamyr Incorporation. A empresa era especializada na produção de digestores contínuos para

o mercado norte-americano. Já a Kamyr AB continuou a sua produção de digestores na Suécia, Noruega e Finlândia.

A Kamyr AB se especializou em construção de digestores em fase vapor e a Kamyr Inc. na produção de digestores hidráulicos. Em 1989, um dos três sócios fundadores vendeu suas ações, resultando na cisão das empresas Kamyr AB com base em Karlstad, na Suécia e Kamyr Inc. sendo propriedade da Ahlstrom nos Estados Unidos. Após a separação, Kamyr AB foi rebatizada com o nome de Kvaerner Pulping, e a Kamyr Inc. começou a usar o nome Ahlström Machinery.

As fusões entre fornecedores de máquinas de celulose e papel continuaram. Logo depois da separação Kamyr, a Ahlström foi adquirida pela Andritz (2001) e Kvaerner Pulping tornou-se parte da Metso (2006).

Os novos equipamentos e melhorias do sistema de lavagem marrom, os processos tecnológicos buscando cozimento com menor número kappa, bem como desenvolvimento de novas peneiras para circulação e extração do digestor, minimizaram a razão da lavagem *Hi-Heat*. Ela foi praticamente transformada em uma seção de cozimento, denominado pelos fornecedores de ‘cozimento *downflow*’, ou cozimento cocorrente.

Neste caso, o fluxo de licor da seção final, passa também a ter direção descendente, isto é, no mesmo sentido do fluxo de cavacos. Esta variável é significativa para estabilizar o movimento da coluna de cavacos.

2.2.2 - Tecnologia de Cozimentos Modificados

O cozimento contínuo convencional é considerado aquele em que toda a carga de álcali necessária ao cozimento é adicionada junto ao sistema de alimentação de cavacos em um único ponto. Desta forma, a impregnação e cozimento ocorrem simultaneamente em uma única zona, em fluxo cocorrente de licor e cavaco. Neste caso, para que se processe a máxima remoção de lignina, ocorria também uma elevada degradação dos carboidratos, reduzindo o rendimento da polpa e também suas propriedades de resistência. Esta foi a principal razão para o desenvolvimento de “Cozimentos Modificados” no final dos anos 1970, com aplicações no início da década de 1980.

Um dos aspectos relevantes do cozimento kraft, é a demanda em remover a lignina, sem atacar os carboidratos da madeira. Nos esforços de fazer o cozimento em número kappa mais baixo (minimizando carga ao efluente e consumo de químicos do branqueamento) e ao

mesmo tempo não ter perdas de qualidade da polpa produzida, é que surgiram os diversos tipos de cozimento modificados abaixo descritos.

De uma forma geral são estas suas principais características:

O perfil do álcali no digestor deve ser tal para que se evite elevadas concentrações no início do cozimento, e não ser baixa na fase final.

A concentração de lignina dissolvida e de íons sódio no licor de cozimento deve ser a mais baixa possível, especialmente na fase final do cozimento. A lignina dissolvida no licor acompanhando a polpa pode diminuir a viscosidade da polpa e suas propriedades de resistência, aumentar o consumo de álcali e diminuir a branqueabilidade da polpa.

De uma forma geral, a temperatura deve ser a mais baixa possível, especialmente no início e fase final do cozimento.

Para atingir os objetivos acima, as alternativas técnicas utilizadas foram o parcelamento das adições de licor branco, e utilização de métodos de cozimento em contracorrente para minimizar a concentração de lignina no final do cozimento. Em comparação ao cozimento kraft convencional, os cozimentos modificados começam com uma concentração reduzida de álcali e termina a uma concentração mais alta, visando diminuir a concentração de lignina dissolvida na fase final do cozimento.

Dentre outras modernizações tecnológicas, vale ressaltar os processos de incremento na qualidade da polpa através do desenvolvimento de novos equipamentos e novos processos de cozimento, os quais são destacados a seguir.

2.2.2.1 - Cozimento MCC

Modified Continuous Cooking (Andritz -Ahlstrom, Kvaerner):

Foi desenvolvido pelo *Swedish Forest Products Research Institute STFI*, e *Royal Institute of Technology* da Suécia e utilizado pela primeira vez em 1983 em uma fábrica da Finlândia.

A zona de cozimento é dividida em duas zonas: a zona cocorrente (aproximadamente 90 minutos com 80 % da carga alcalina aplicada) e zona contracorrente (aproximadamente com 60 min. e o restante da carga de álcali).

Esta segunda adição de licor branco durante o cozimento faz uma reposição do álcali consumido, e assim reduz a chance de re-precipitação de lignina nas fibras, propiciada pela

redução do pH. Além disso, o processo permite cozimento com maior seletividade comparado ao cozimento convencional.

2.2.2.2 - EMCC

Extended Modified Continuous Cooking (Andritz -Ahlstrom, Kvaerner):

É uma “extensão” do cozimento MCC, utilizando a zona de lavagem para aumentar a deslignificação. Faz uma divisão maior em diversos pontos do álcali adicionado. A carga alcalina é distribuída percentualmente junto ao cavaco, topo, segunda (MCC) e terceira circulação (EMCC). Com esta distribuição, inicia-se o cozimento com uma carga alcalina menor, dificultando as reações de degradação dos carboidratos. Ao mesmo tempo, termina-se o cozimento com uma alcalinidade maior, diminuindo a concentração de lignina na fase final para a etapa de lavagem e branqueamento. Conforme Figura 16, o cozimento é dividido em quatro zonas de cozimento.

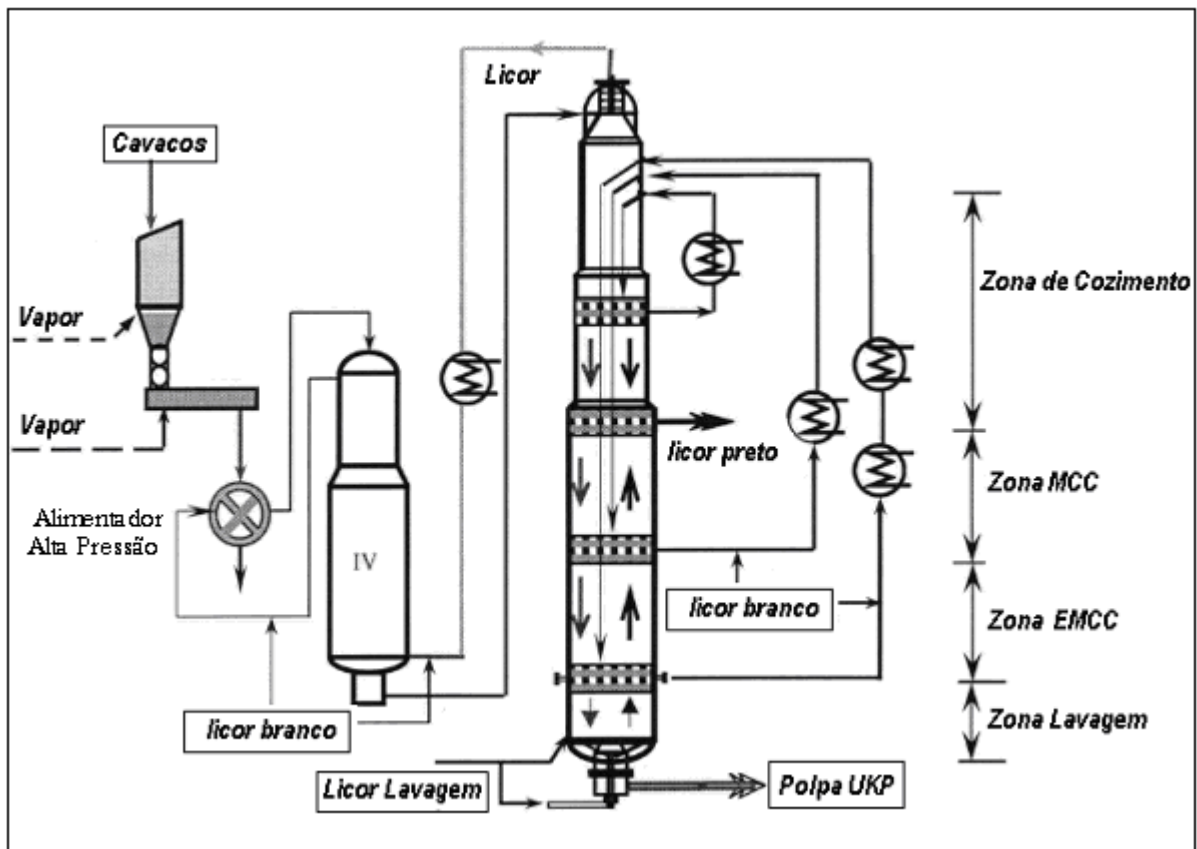


Figura 16: Digestor hidráulico EMCC vaso duplo.

2.2.2.3 - ITC

Iso Thermal Cooking (KVAERNER)

O cozimento ITC, expande o EMCC com uma circulação adicional (circulação ITC). Esta circulação opera em um volume elevado de fluxo, e exige um tipo especial de peneiras para permitir adequadas taxas de circulação, permitindo cozinhar ainda mais em contracorrente. Em comparação com EMCC, a concentração de soda inicial é menor, tendo em vista mais um ponto de adição de licor branco. A temperatura no digestor é menor e quase uniforme em todo o digestor. Aumenta-se a temperatura da zona de lavagem, buscando aproximar das duas primeiras zonas. Com isso permite uma menor temperatura global, buscando melhorar a qualidade da polpa, reduzir o consumo de vapor, menor teor de rejeitos e melhoria do rendimento. A temperatura mais alta é alcançada pela adição de um segundo trocador de calor de licor conforme Figura 17.

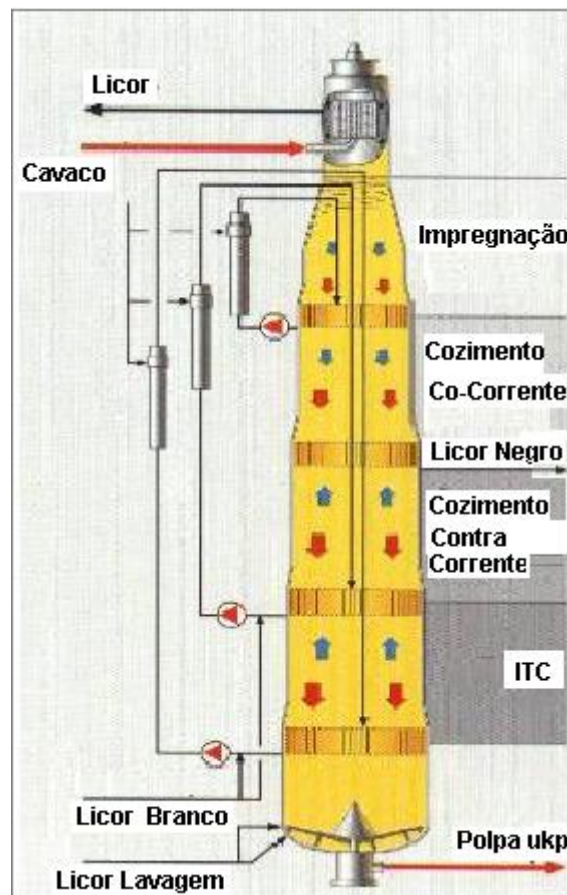


Figura 17: Digestor Cozimento ITC.

2.2.2.4 - KOBUDO^{MARI} COOKING

Processo de tecnologia da Kvaerner, cuja característica principal é a adição direta de licor branco ao topo do digestor, e inversão da circulação dos filtrados (o licor retirado na primeira peneira é devolvido após a segunda, e o licor retirado na segunda peneira, é devolvido após a primeira (Figura 18). Esta inversão tem o objetivo de propiciar a reprecipitação das xilanas dissolvidas no licor, tendo como resultado um incremento do rendimento (CORREIA, 2001). Alguns trabalhos de cozimento em laboratório com polpa de *eucalipto* (ROBLES, 2005), indicam um rendimento depurado e um consumo de álcali equivalente ao cozimento LO-SOLIDSTM para o mesmo número kappa.

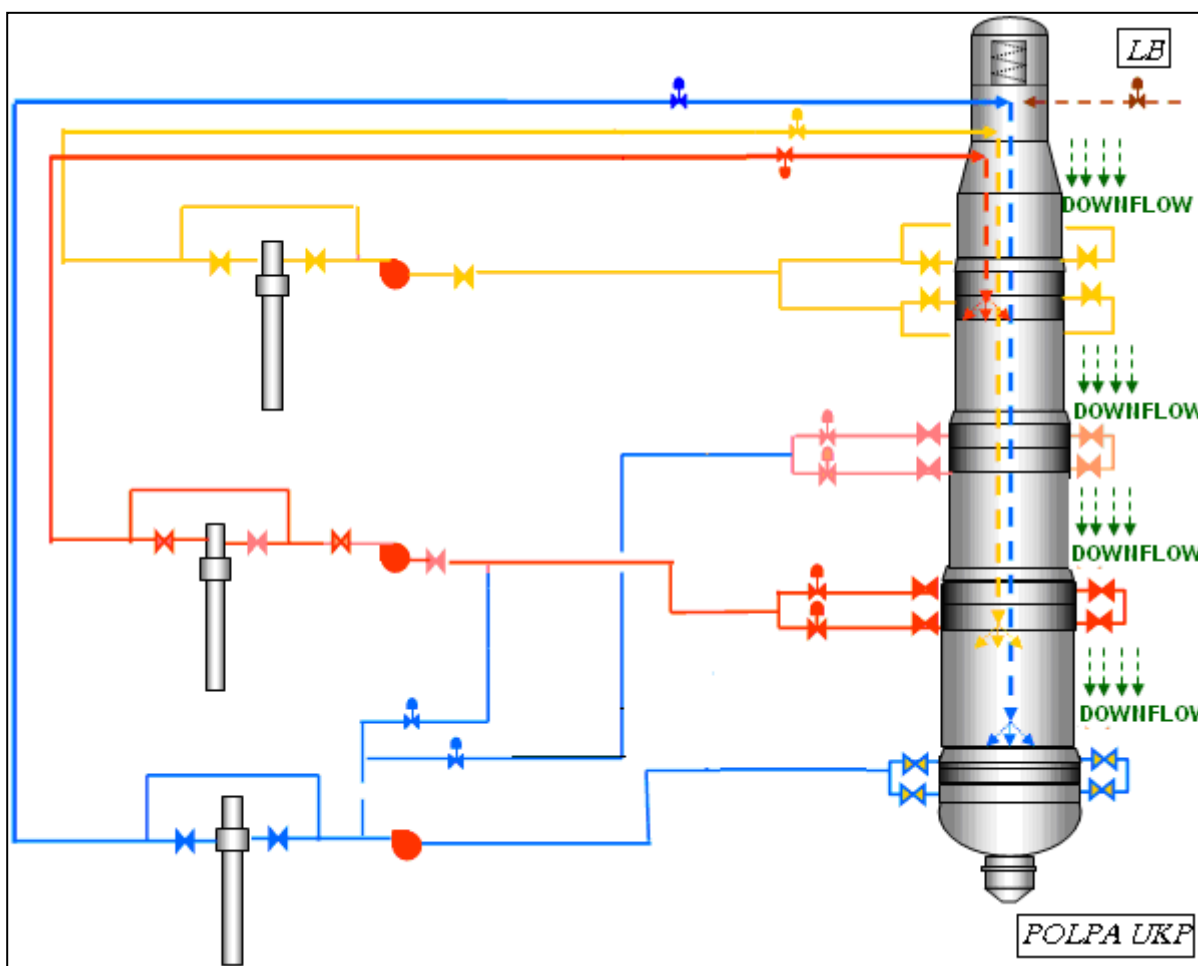


Figura 18: Cozimento KOBUDO^{MARI} com fluxos invertidos das circulações (CORREIA, 2001).

2.2.2.5 - COMPACT COOKING™

Processo desenvolvido por Kvaerner Pulping AB. Caracteriza-se pelas altas taxas de relação líquido/madeira durante as fases iniciais da etapa de cozimento, com um nível muito alto de licor negro presente no licor de cozimento. Opera em cozimentos em temperaturas menores do que seus concorrentes, buscando maximizar o rendimento e propriedades da polpa. Os equipamentos principais, são mostrados na Figura 19.

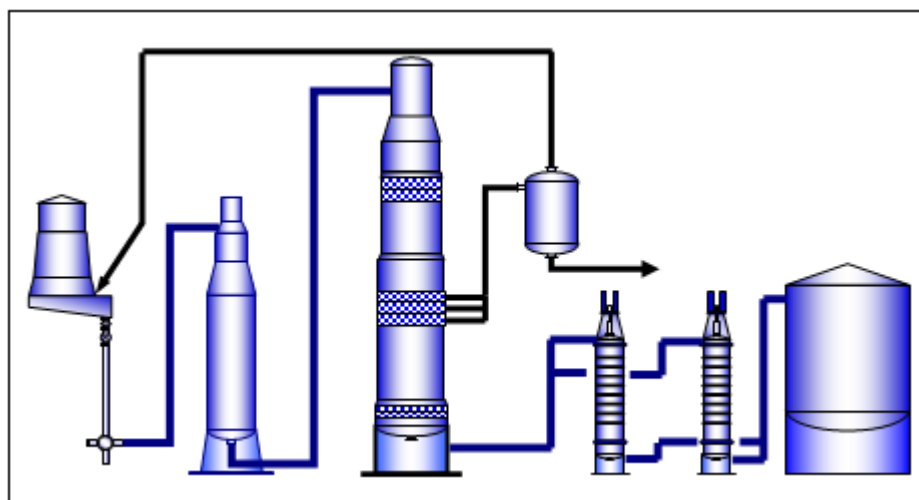


Figura 19: Digestor Compact Cooking™.

2.2.2.6 - LO-SOLIDS™ COOKING

Desenvolvido pela ANDRITZ-AHLSTROM.

Considerando que o MCC e EMCC tenta reduzir a presença de sólidos dissolvidos da madeira durante o cozimento final, o cozimento LO-SOLIDS™ busca reduzir os sólidos dissolvidos no início e durante o cozimento. Ele deriva seu nome dos múltiplos fluxos de extração, reduzindo as concentrações de lignina dissolvida e íons de sódio, melhorando assim a seletividade, para este fim, licor branco e licor do filtrado marrom são adicionados em substituição ao licor extraído.

Principal vantagem divulgada pelo fabricante, refere-se a maior viscosidade da polpa e menor consumo de álcali (MARCOCCIA, 1996), obtido pela remoção dos sólidos dissolvidos em toda a extensão do cozimento, conforme Figura 20:

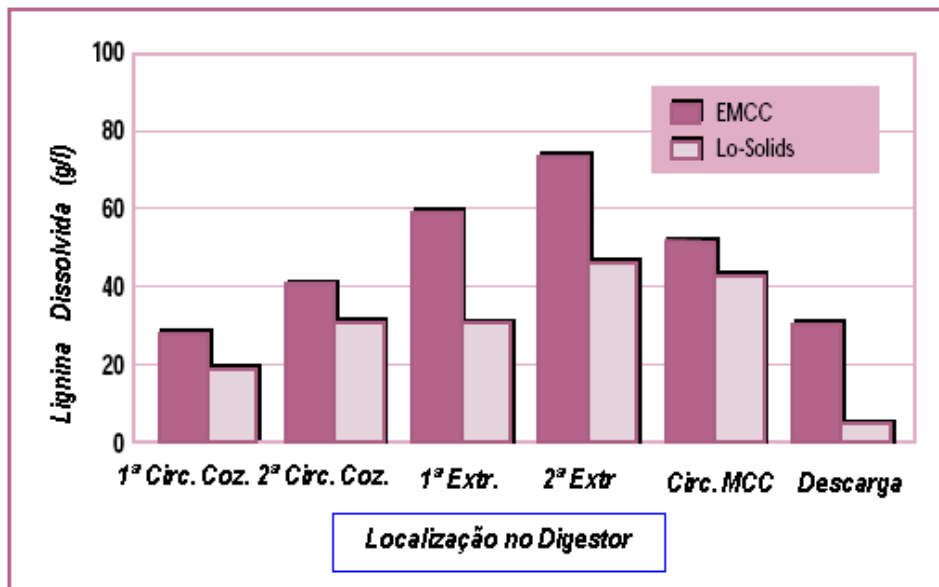


Figura 20: Efeito do perfil de concentração de lignina dissolvida comparativo com cozimento EMCC ao longo do digestor (MARCOCIA, 1996).

Por outro lado, alguns críticos deste método (LINDSTROM e SNEKKENES, 2008), reportam que este sistema sofre a desvantagem de que pode causar um menor rendimento, causada pelo fato de que com a retirada de material orgânico como a lignina, também ocorre a retirada de material que contém carboidratos principalmente a hemicelulose.

Sumariando, os métodos de cozimentos MCC, EMCC e ITC são baseados nos princípios de que o perfil de álcali deve ser o mais uniforme em todo o cozimento. Além disso, a concentração de sulfeto de hidrogênio deve ser elevada na fase inicial e também no início da fase principal do processo de deslignificação. A temperatura deve ser mantida tão baixa quanto possível, especialmente no início do cozimento.

Por outro lado, os cozimentos Compact CookingTM e KOBUDO^{MARI} COOKING buscam a melhoria da seletividade deslignificação, mantendo as concentrações dos íons de hidróxido e sulfeto de hidrogênio em ambas as fases inicial e de cozimento o mais alto possível. Conseqüentemente, as reações da fase final se procedem mais lentamente e, portanto, é esperado um maior rendimento de polpa.

A Figura 21 faz uma comparação dos diferentes tipos de digestores, com os respectivos pontos de adição de licor branco, bem como os fluxos de licor e cavaco:

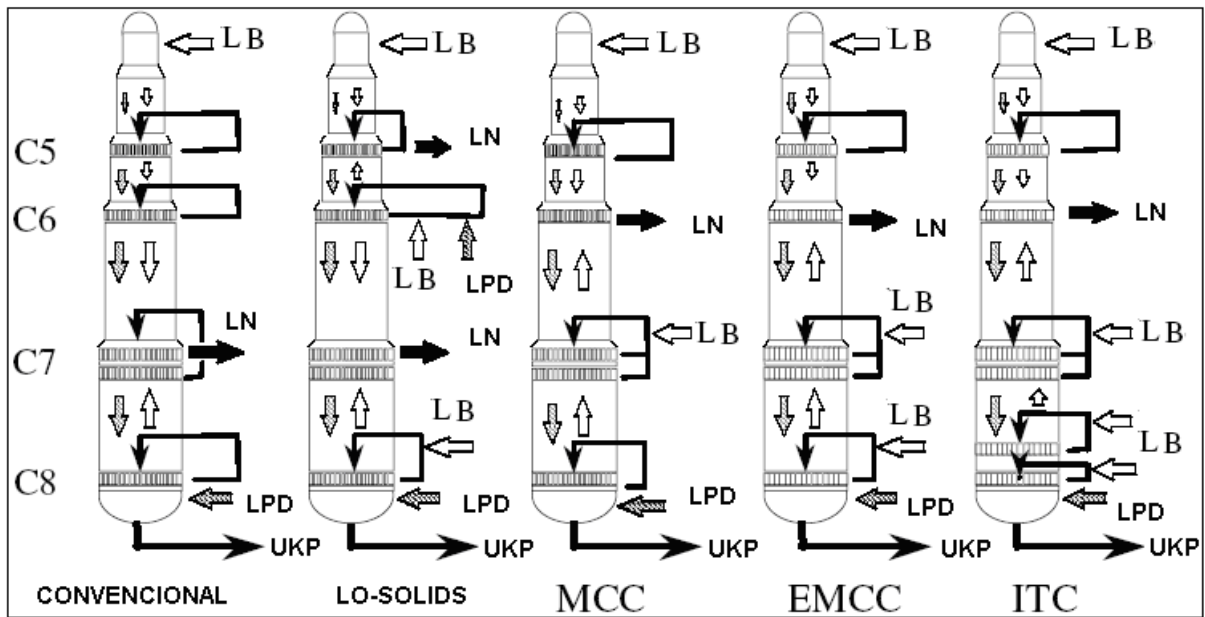


Figura 21: Cozimento convencional e cozimentos modificados.

Em relação ao número de vasos, atualmente existem quatro tipos de cozimento contínuo: vaso simples hidráulico, vaso simples fase vapor, vaso duplo hidráulico e vaso duplo fase vapor.

2.2.3 - Digestor Contínuo Fase vapor

Os digestores contínuos são classificados como hidráulicos ou em fase vapor. O primeiro é um vaso pressurizado, totalmente preenchido com licor e cavacos. Já o digestor em fase vapor, possui uma região no topo em que coexistem as fases gasosa (pelo vapor adicionado direto ao topo), líquida (pelo licor branco de cozimento) e fase sólida (pelo cavaco). Esta região é, portanto, uma zona compressível, e a pressão dentro do digestor em fase vapor é determinada pela pressão do vapor adicionado.

Os primeiros desenvolvimentos com fase vapor foram realizados em digestores em batelada. Deste modo, os benefícios em termos de tempo do processo não foram grandes (os períodos de enchimento, aquecimento e descarga do digestor levava muito tempo, reduzindo os ganhos de uma fase rápida de reação). Houve, no entanto, significativa economia no consumo de vapor nos primeiros testes.

A investigação sobre os diferentes aspectos de polpação teve boa parte dos trabalhos realizados em institutos de pesquisas do Canadá. Os trabalhos iniciaram no final dos anos

1950 e início dos anos 1960, culminando em uma série de patentes, dentre elas a de Bryce, de 19/07/1963.

No início das aplicações industriais, houve problemas de elevada quantidade de rejeitos e dificuldades de operação a alta sulfidez. Embora com bons resultados em planta-piloto, houve um longo período para adequação aos ritmos de grandes escalas, sendo as principais razões voltadas para o desgaste de peças mecânicas, problemas de obstrução das peneiras na zona de impregnação causados pela maior concentração de sólidos dissolvidos na fase de impregnação (ENQVIST, 2006). Estas dificuldades levaram à redução das expectativas dos benefícios esperados pelo novo processo no sistema fase vapor.

Na década de 1970, o processo fase vapor teve novos incrementos, principalmente os concebidos para aprimoramento dos equipamentos auxiliares (RICHTER, 1970). Duas décadas depois, surgem os trabalhos buscando elevação do rendimento, como exemplo o de Bofeng (1995), que destaca os efeitos da impregnação de fase vapor de polpação kraft de fibra longa, buscando o maior rendimento (melhor retenção de hemiceluloses), menor taxa de rejeitos, e menor consumo de álcali.

Em geral, o interesse para cozimento fase vapor foi crescendo gradativamente, acompanhando o incremento da produção dos grandes digestores comerciais, pela facilidade de aquecimento e obtenção da temperatura.

O nível de cavaco superior à fase líquida, deve ser o mais estável possível, para não causar diferenças na compactação do leito de cavacos, e em consequência variabilidade na polpa produzida.

No início da década de 1990, novas pesquisas neste processo foram implementadas, buscando maximizar o rendimento do processo. Alternativas como divisões da carga de álcali durante um estágio inicial da fase de vapor e uma adição posterior em uma das circulações, visando aumentar a viscosidade da polpa, foram idealizadas.

Já no final desta década, trabalhos patenteados por Laakso e Stromberg (1999), mostraram que realizando o cozimento em menor temperatura de topo (120 a 130 °C), obtém-se uma menor degradação dos carboidratos, resultando em melhor rendimento. Neste contexto, dados industriais reportados por CORREIA *et al.* (2000) mostraram ganhos da ordem de 1,7 % no rendimento, ao se reduzir a temperatura de topo de 145 para 125 °C.

Quanto ao sistema de alimentação, ambos os digestores possuem equipamentos similares quanto à vaporização/desaeração, aquecimento e alimentação ao sistema de alta pressão.

No caso do digestor hidráulico, a suspensão de cavacos e licor é introduzido no digestor em um transportador helicoidal dirigido para baixo ou inclinado, conhecido como “separador de topo” (Figura 22 A). Na fase vapor, a suspensão de cavacos e licor é transportada pelo separador de topo, dirigido para cima, caindo como ‘*overflow*’ no interior do digestor conforme Figura 22B/22C:

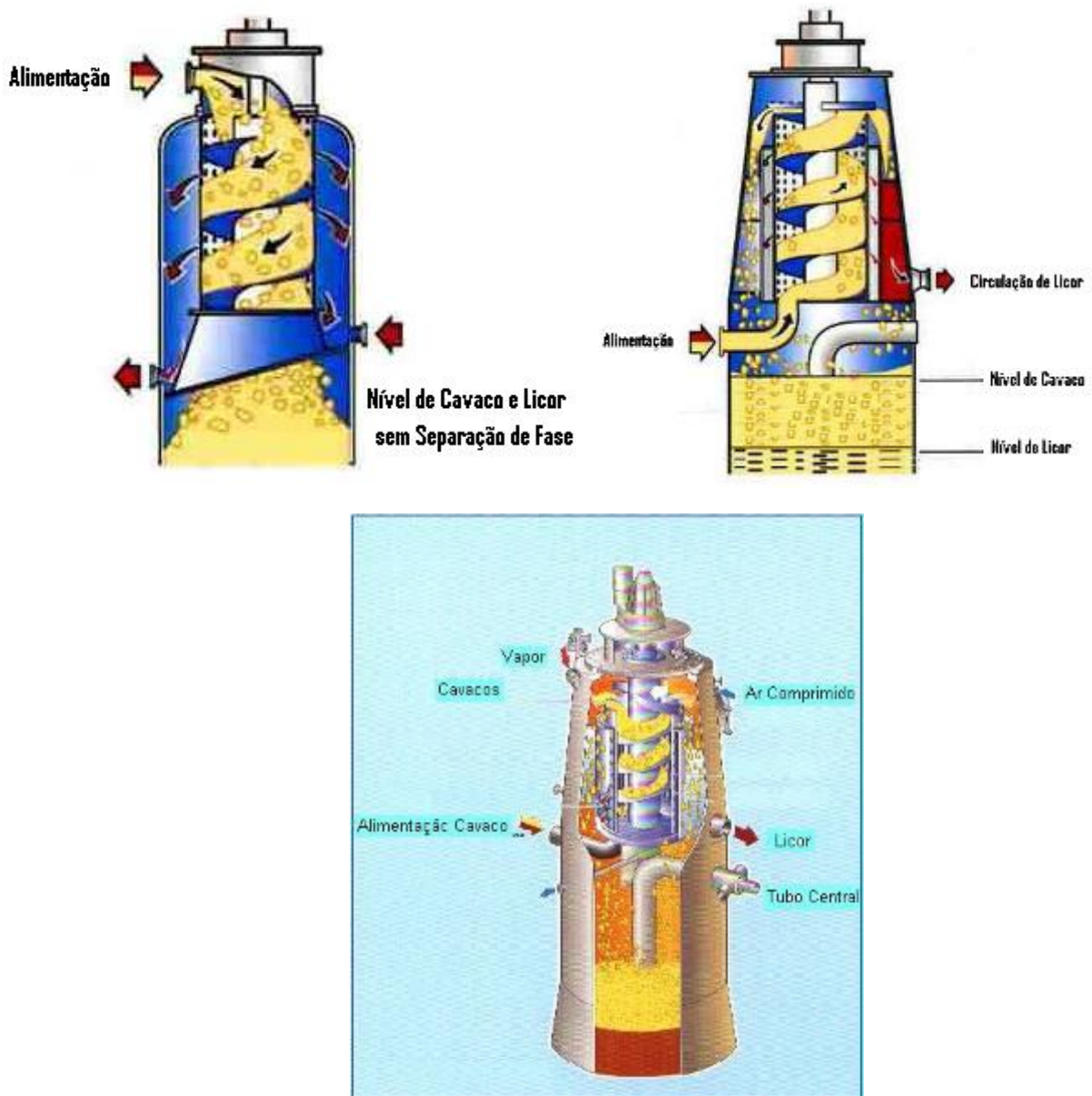


Figura 22 A: Separador de Topo digestor Hidráulico (invertido). 22 B: Separador de Topo digestor Fase Vapor. 22 C: Separador de Topo digestor Fase Vapor.

O nível do cavaco deve ser controlado para ficar em contato com a fase gasosa (portanto acima do nível de licor).

As reações químicas de deslignificação requerem temperaturas superiores a 140°C. Uma vez que a solução de licor branco entraria em ebulição à pressão atmosférica nestas temperaturas, faz-se necessário pressurizar o reator (pelo menos a 5 atm).

Uma das diferenças entre os dois tipos de digestores é a maneira como a polpa de cozimento é aquecida até a temperatura de cozimento. No digestor hidráulico, os cavacos e o licor de cozimento são normalmente aquecidos por meio de circulações. O licor é removido do digestor, passando por peneiras, bombeado e aquecido com vapor através de um trocador de calor indireto, e então re-introduzidos ao digestor através do tubo central. No digestor fase de vapor, além das circulações, os cavacos são aquecidos diretamente com vapor vivo na parte superior do digestor. Por esta razão, normalmente um digestor hidráulico tem um número maior de peneiras de circulação para permitir um maior fluxo de licor pelos trocadores de calor.

Além da diferença no aquecimento, naturalmente há diferença nos métodos utilizados para monitorar e controlar o nível de licor e cavaco no digestor.

Como o digestor hidráulico é completamente preenchido com licor, apenas o nível de cavaco precisa ser controlado.

O nível de cavaco em um digestor hidráulico é normalmente controlado por meio de apalpador mecânico, e seus desvios são detectados por sensores. Normalmente, dois ou mais desses dispositivos eletro-mecânicos estão localizados na superfície interna do digestor hidráulico. A presença ou ausência de cavacos ao nível do apalpador é determinada pelo grau de deflexão deste.

O operador pode variar o nível de cavaco, variando a alimentação de cavaco ou a saída de polpa do digestor.

Já no digestor em fase vapor, dois níveis devem ser controlados: o nível de cavacos (semelhante ao digestor hidráulico) e o nível do licor.

Comparativamente, existem vantagens e desvantagens entre o cozimento em digestor hidráulico e o em fase vapor.

Dentre as desvantagens para o cozimento em fase vapor, a principal se refere à exposição direta de cavaco ao vapor. Este aumento repentino de temperatura pode causar não uniformidade na deslignificação do cavaco, causado pela desuniformidade da impregnação.

Se os cavacos não forem uniformemente impregnados com produtos químicos de cozimento, o aumento da temperatura pode causar reação não uniforme, tendo como consequência em aumento da variabilidade do número kappa, e propriedades de resistência da polpa.

O aquecimento mais uniforme previsto pelo digestor hidráulico é menos propenso a causar um tratamento não uniforme do cavaco, visto que estará submerso em licor. A outra significativa característica do digestor em fase de vapor é a sua sensibilidade às variações relativas dos níveis de cavaco e licor. Uma variação do nível de cavaco exposto à temperatura de topo tem uma redução equivalente à quantidade de calor recebido pelo cavaco e, em consequência, à redução da temperatura necessária para as reações. Portanto, num digestor em fase vapor, o nível de cavaco deve ser sempre mantido suficientemente acima do nível do licor para garantir aquecimento adequado. Não havendo este tempo adequado, corre-se o risco de incremento de rejeitos do digestor, com expressivos problemas na área de depuração marrom.

Por este motivo, o operador do digestor em fase vapor deve continuamente monitorar e controlar o nível de licor e nível de cavaco. Este problema não ocorre no hidráulico, cujo aquecimento é procedido através das circulações. Outro item relevante no cozimento em fase vapor, é que o nível de cavaco ficando acima do nível do licor, ocorre uma distribuição de pressão não-uniforme na coluna de cavaco, e em consequência um movimento não-uniforme vertical de cavaco no interior do digestor.

Enquanto imerso em líquidos, o peso do cavaco tem uma força contrária pela força de empuxo do líquido. No entanto, os cavacos não submersos, exercem uma pressão sobre o leito de cavacos, alterando a distribuição de cavacos no digestor. Uma vez que os cavacos são normalmente introduzidos na parte central do digestor, tem-se uma curva cônica imaginária como resultado da carga de cavaco do centro até as paredes do digestor. Esta carga adicional no centro, em conjunto com o atrito da parede do vaso, promove um movimento em fluxo preferencial do cavaco pelo centro do digestor, conhecido como "*channeling flow*".

O movimento não-uniforme de cavaco, o expõe a um tratamento não uniforme, manifestando variações nas características da polpa produzida. Novamente, no hidráulico este problema praticamente inexistente.

No entanto, justamente esta capacidade de variar o nível de cavaco acima do nível do licor, pode ser útil ao operador quando ele precisa promover intencionalmente um aumento na velocidade do fluxo descendente da coluna de cavaco.

2.3 - Fatores que afetam a Qualidade do Cozimento da Polpa Kraft:

A qualidade da polpa do cozimento está essencialmente definida pelas seguintes variáveis:

2.3.1 - Temperatura

É o item necessário para se atingir a energia de ativação da reação de deslignificação. Esta temperatura tem como referência a zona de cozimento.

Temperaturas de topo e da zona de lavagem são importantes no contexto de preservação dos carboidratos e rendimentos.

2.3.2 - Reagentes Químicos de Cozimento

A quantidade de álcali efetivo adicionado (expresso pela carga alcalina), o teor de sulfidez do licor branco, a concentração do álcali efetivo no licor de alimentação (e suas interferências na relação líquido/madeira) bem como a distribuição e pontos de alimentação ao digestor contribuem para a adequada condição das reações químicas de cozimento (GOMIDE, 1979).

2.3.3 - Qualidade da Madeira

Em termos de uso industrial, existem dois tipos de madeiras, *Softwood* e *Hardwood*.

A química e anatomia da madeira variam pouco com as espécies de árvores, mas há semelhanças muito fortes entre as duas classificações acima. Gulichsen (2000), reporta como as principais características da matéria prima a espécie (e as variações da sua composição química), a idade, o tempo de corte e armazenamento, as propriedades morfológicas do cavaco (espessura e sua distribuição de tamanho), o teor de impurezas do cavaco, o teor de umidade e a densidade.

2.3.4 - Tempo de Residência

A degradação da lignina é diretamente dependente do tempo de residência dentro do digestor. O tempo de residência vai indicar o tempo em que os cavacos ficam expostos às variáveis acima indicadas de temperatura e concentração de reagentes químicos, e está diretamente relacionado ao grau de compactação de cavacos.

Normalmente nas aplicações industriais, o tempo de residência dos cavacos é calculado com base na taxa de produção e no volume do digestor, considerando-se um fator de compactação constante, geralmente fornecido pelo fabricante do equipamento. Este fator de compactação é dinâmico e depende de muitas variáveis.

O processo kraft tem sido amplamente investigado, e as condições ótimas de cozimento em escala de laboratório são bem conhecidas. No entanto, um problema típico é que o cozimento em escala industrial, não tem as mesmas condições reproduzidas com fidelidade. Esta é uma consequência da natureza complexa e heterogênea do processo industrial de cozimento. Grandes dimensões dos equipamentos (altura e diâmetro), dificuldades e inadequação de medições, variações de qualidade das matérias-primas, altas taxas de produção e elevado tempo de residência, são algumas das razões para isso .

O tempo de retenção é fortemente dependente do grau de compactação da coluna.

Rantanen e Kortela (2006) realizaram trabalhos de investigação do tempo de retenção em função da taxa de produção para um digestor contínuo em fase vapor, e comparou com os valores de referência do fabricante.

O tempo de residência (Figura 23) foi calculado como uma função da fração de volume do cavaco conforme a Eq. 4 indicada no item 2.4.8 (Fluxo de Licor). Os resultados foram comparados com os de um digestor industrial vaso duplo com ritmos normais de operação. A conversão do volume de cavaco em volume de polpa foi calculada considerando um rendimento de 48% para softwood, e de 53 % para hardwood, com densidades aproximadas de cavaco de 490 e 570 kg/m^3 para softwood e hardwood, respectivamente.

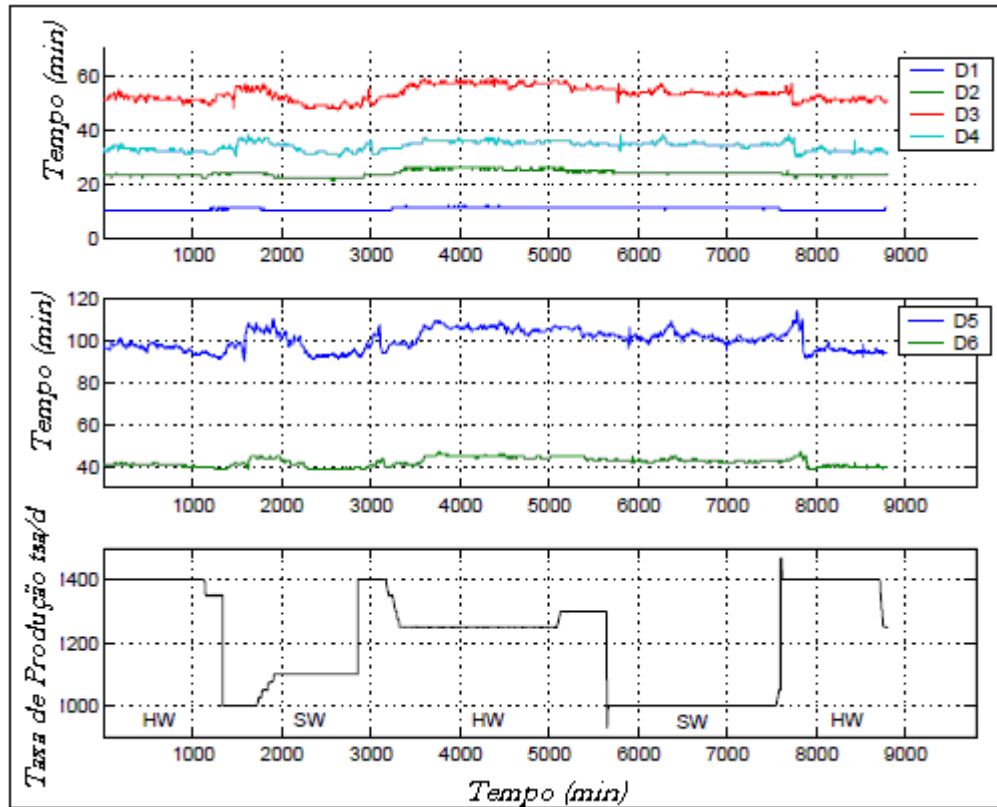


Figura 23: Modelo do tempo de residência associado às taxas de produção em digestor industrial (RANTANEN & KORTELTA, 2006).

As curvas D1, D2, D3, D4, D5 e D6 indicadas na Figura 23 referem-se às posições do digestor, conforme a Figura 24:

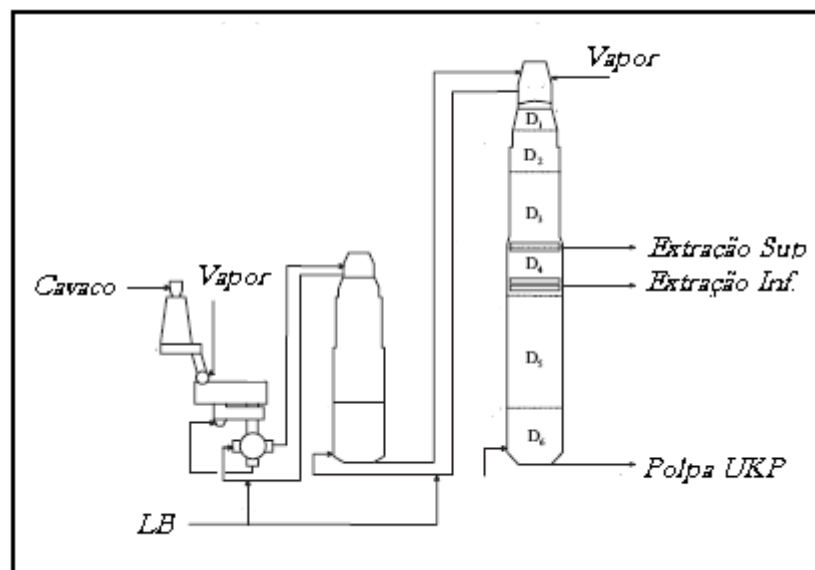


Figura 24: Digestor industrial aplicados ao Modelo de RANTANEN & KORTELTA (2006).

Observa-se que o tempo de residência não tem linearidade com as taxas de produção. Variações na produção da ordem de 40 % (1000 para 1400 tSA/d), não tem a mesma variação nos diferentes pontos de medida.

2.3.5 - Compactação da Coluna de Cavacos

2.3.5.1 - Coluna de Cavacos

A coluna de cavacos é formada dentro do vaso do digestor, e é constituída pela suspensão de licor e bilhões de cavacos.

Estes cavacos contêm material solúvel, material insolúvel e líquido. Dentro do vaso do digestor, os cavacos perdem materiais solúveis, os quais são repostos por líquido. Se as forças externas aos cavacos são pequenas, eles mantêm as características de volume. Entretanto, se estas forças externas forem suficientemente fortes, os cavacos alteram suas formas e volumes. Se o volume é alterado, apenas a fração de volume do líquido dentro do cavaco é modificada (e não a parte insolúvel e a parte sólida). A fração de volume do líquido e cavacos, também altera dentro do digestor. Uma parte dos cavacos dentro do digestor pode adquirir um volume menor do que eles estavam quando alimentados. Os cavacos se apresentam em diferentes formas (diferentes tamanhos, espessuras, densidades etc.).

Além disso, o perfil do cavaco é significativamente alterado conforme sua posição no digestor (parte superior ou inferior), conforme se processa as reações de cozimento.

À medida que se tenha uma maior quantidade de cavacos pequenos, a coluna ocupa menos espaço, aumentando o grau de compactação.

Aumentando o grau de compactação, modifica-se o fluxo de licor dentro do digestor.

A coluna de cavacos é assumida como elástica e compressível, e a elasticidade da coluna pode ser reversível ou irreversível (HARKONEN, 1987).

A flexibilidade da coluna de cavacos, afeta consideravelmente os espaços vazios existentes. Diferentes forças afetam a pressão total da coluna e sua compactação, conforme Figura 25:

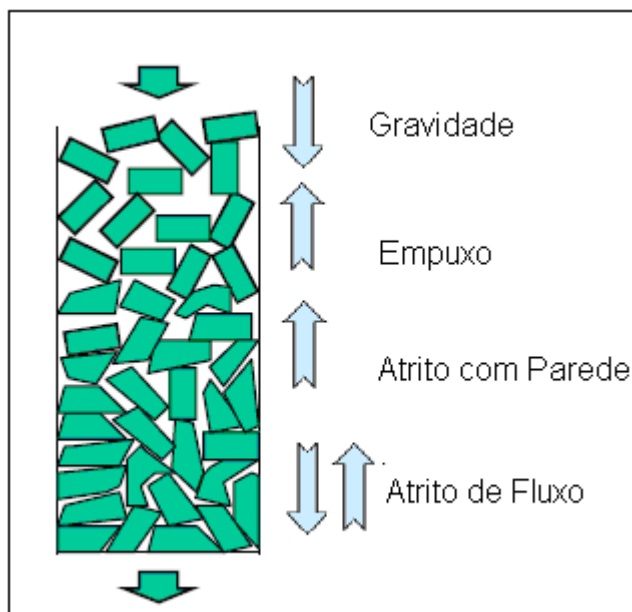


Figura 25: Forças em ação no fluxo de movimento da coluna de cavaco (MIYANISHI, 2001).

Como a força gravitacional direciona a coluna para baixo, se ela está em equilíbrio de fluxo contínuo, o grau de compactação aumenta na parte inferior do digestor.

Ao ocorrer o movimento para baixo da coluna, atua-se uma força de atrito entre a parede do digestor e o fluxo descendente de cavaco.

Da mesma forma, há força de atrito entre o fluxo do licor e a coluna de cavacos em direção contrária. O valor do atrito é dependente dos sentidos e dos valores relativos dos fluxos de cavaco e do licor dentro do digestor.

Outro fator relevante é a constituição química dos cavacos.

Na parte inicial, os cavacos não reagiram, tendo em sua constituição a lignina ainda não dissolvida.

Já na fase final após a zona de cozimento, as reações de deslignificação já ocorreram, tornando o cavaco mais macio e, portanto mais compactado.

Este é um item relevante no controle da compactação e dos distúrbios por ela provocados.

Uma adequada compactação permite um adequado fluxo de cavaco no interior do digestor e, por consequência, um adequado tempo de retenção e seus reflexos de reação.

2.3.5.2 - Compactação de Cavacos

O termo “compactação de cavaco” é usado para expressar a intensidade que o cavaco foi comprimido dentro do digestor, em relação ao seu volume na alimentação.

Pode ser definido como a relação entre o peso seco de madeira por m^3 no digestor e na alimentação.

Seu perfil pode ser visto na Figura 26 proposto por Michelsen (1995). Observa-se que a compactação diminui à medida que se aproxima do topo, e também ela será maior para um baixo ritmo de produção quando comparado a um alto ritmo de produção, como era de se esperar:

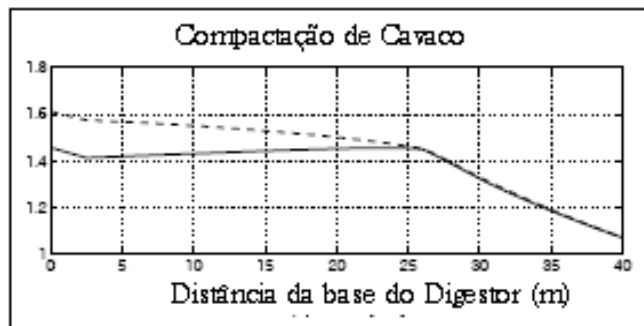


Figura 26: Perfil de compactação de cavaco ao longo do digestor (MICHELSEN, 1995).

----- *baixo ritmo de produção*

———— *alto ritmo de produção.*

Já na Figura 27, observa-se o mesmo perfil de tendência em relação à distância da base e topo, em relação à pressão do cavaco:

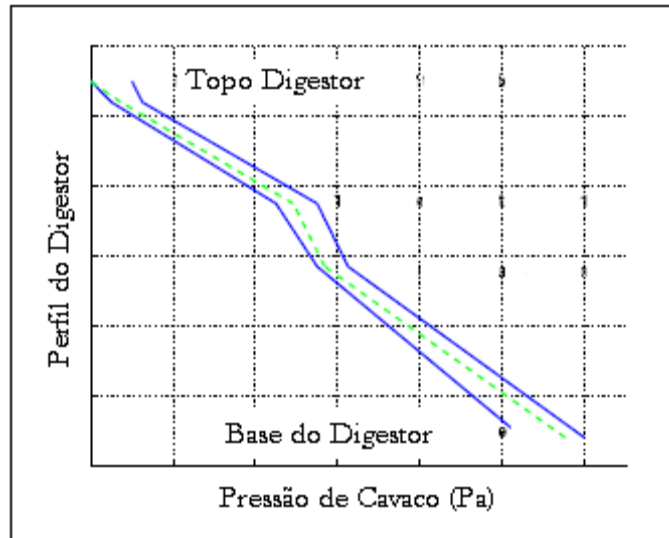


Figura 27: Perfil da Pressão do cavaco e seus impactos na compactação (AVEHLAMPI e UUSITALO).

Quanto maior a compactação, maior será a resistência ao fluxo nos espaços livres entre os cavacos. E daí suas consequências negativas em relação ao necessário fluxo de licor para as reações de deslignificação.

Um dos maiores problemas em digestor contínuo é a compactação anormal dos cavacos e, conseqüentemente, seus distúrbios do movimento hidráulico da coluna de cavacos. Tais problemas são particularmente mais frequente em cozimentos de madeiras hardwood (PUOLAKKA, 2005).

Os problemas de compactação de cavacos podem ocorrer em excessiva compactação (*over-compact*), ou baixa compactação (*under-compact*).

Ambos os casos causam problemas no desempenho operacional, na variação do tempo de retenção, na variação do grau de cozimento e conseqüentemente na forte influência da uniformidade das propriedades da polpa.

Esta variação do grau de compactação, afeta o tempo de retenção, o fluxo de cavaco e o fluxo do licor dentro do digestor.

À medida que as reações de cozimento vão se processando ao longo do digestor, estas características vão se alterando, aumentando a ‘maciez’ dos cavacos. As reações de dissolução da lignina alteram as características de compactação da coluna de cavacos, alterando os fluxos de licor entre e dentro dos cavacos. Assim, o grau de compactação aumenta, conforme diminui o teor de lignina dos cavacos.

2.4 - Fatores que afetam a Compactação de Cavacos

2.4.1 - Tamanho dos Cavacos:

Além da importância econômica, na minimização dos rejeitos (finos e *overs*) do peneiramento de cavacos, o tamanho dos cavacos tem uma significativa importância para o equilíbrio dentro do digestor.

Devido à heterogeneidade da madeira, em suas características químicas e morfológicas, as características dos cavacos também são naturalmente não uniformes.

Por exemplo, em uma mesma árvore, ocorrem diferentes densidades em seu perfil longitudinal. Em uma mesma árvore, as fibras possuem diferentes idades (a árvore cresce na gema apical), e, portanto características muito variáveis em um mesmo indivíduo.

Assim, o difícil objetivo de se atingir a uniformidade dos cavacos tem uma significativa importância para garantir a também difícil uniformidade nas variáveis do cozimento.

A variação do tamanho de cavaco pode interferir no desempenho do digestor através dos finos, *over* e lascas.

Lascas podem interferir nos equipamentos de alimentação de cavaco (filtros da circulação de funil), bem como na redução do fluxo das peneiras de extração e circulação do digestor.

Além disso, uma alta percentagem de material fino pode causar problemas na extração/circulação de licor, e com isso prejudicar o fluxo natural de licor e cavacos da coluna.

Já os cavacos sobre dimensionados, podem causar dificuldades de deslignificação, podendo provocar rejeitos por cavacos mal cozidos.

Em seus trabalhos de otimização de digestor contínuo, Janson *et al.* (2008), modelaram equações para avaliação do impacto do tamanho de cavaco no grau de compactação.

Os cavacos normalmente retêm suas dimensões físicas originais através do processo de cozimento, e não se transformam em fibras até a descarga final.

Eles normalmente contêm duas fases: Uma fase sólida constituída das fibras, e uma fase líquida entre elas (licor). A fração sólida do cavaco é de aproximadamente 0,1 a 0,35 (MARCOCCIA, 2000). Esta variação depende de fatores como densidade da madeira, grau de vaporização e extensão das reações de cozimento (a fração sólida vai diminuindo ao longo das reações). No quesito da compactação de cavaco, a espessura é o item mais relevante.

2.4.2 - Densidade dos Cavacos

A variável densidade está normalmente associada à facilidade de impregnação, e pela facilidade de difusão do licor pelos espaços vazios. Maior a densidade, menor os espaços vazios e, portanto, mais difícil a difusão. Já dentro do digestor, a densidade do cavaco vai diminuindo em toda a extensão do digestor à medida que as reações de cozimento vão ocorrendo.

Da mesma forma, a densidade do licor também é variável ao longo do digestor, pelos fluxos de extração e lavagem. Trabalhos de Michelsen (1995), reportam a sua variação conforme Figura 28:

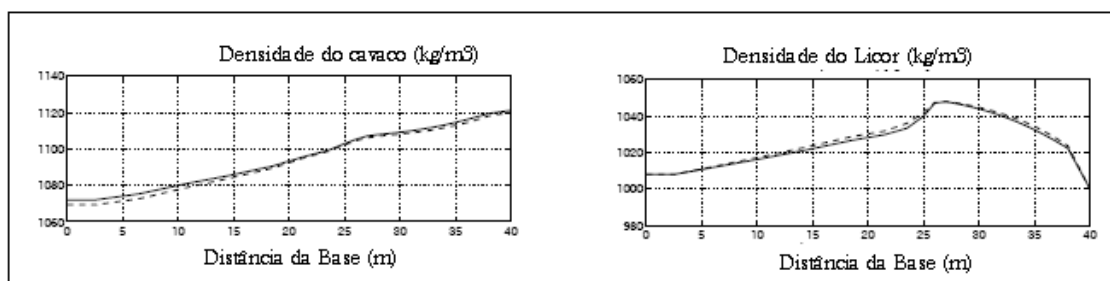


Figura 28: Variação da Densidade do Cavaco e Licor ao longo do Digestor (MICHELSEN, 1995).

2.4.3 - Espessura dos Cavacos

A espessura é a menor dentre as três dimensões do cavaco.

Ela é a dimensão mais crítica em polpação kraft, e ainda mais crítica quando o cozimento é terminado em maior número Kappa. O comprimento por sua vez tem uma influência menos pronunciada e a influência da largura do cavaco é desprezível (AKHTARUZZAMAN & VIRKOLA, 1979).

Soderberg (2003) realizou estudos nos efeitos de distribuições de diferentes tamanho de cavaco nas operações do digestor, utilizando cavaco industrial, com espessura média entre 3,3 milímetros até 5 milímetros. O estudo mostrou um efeito grande da espessura do cavaco no fluxo do licor no interior do digestor, sendo menor a espessura, maior a resistência ao fluxo de licor. Os cavacos de maior espessura apresentam maiores gradientes de deslignificação (causado pela dificuldade de penetração e difusão dos reagentes e dos produtos de reação), como consequência, contribuem para diminuir a uniformidade do cozimento.

Agarwal e Gustafson (1997), propuseram um modelo matemático para polpação que considerou os efeitos de difusão nas três dimensões da madeira, da reação química dos cavacos com o licor, buscando prever o número kappa e a viscosidade da polpa. Os autores concluíram que o teor de lignina nos cavacos cozidos é maior no centro e menor na superfície. Para cavacos com menos de 2 mm de espessura, a polpação é uniforme.

Para cavacos industriais, os valores de espessura são tipicamente 1-10 mm, sendo que a maioria dos cavacos possuem espessura no intervalo de 4-8 mm (MARCOCCIA *et al.*, 2000). A difusão do licor ao longo do comprimento é da ordem de 3-5 vezes maior que na direção da espessura e, portanto, o tempo de difusão em cavacos industriais na relação espessura: comprimento varia de 2:3 até 1:50 (AGARWAL e GUSTAFSON, 1993).

Quando cavacos de diferentes dimensões são cozidos juntos, os cavacos menores são facilmente impregnados, com a deslignificação prosseguindo em ritmo mais rápido, consumindo o álcali. Como resultado, a concentração efetiva de produtos químicos disponíveis para a reação é menor do que quando os cavacos são cozidos separadamente. Neste contexto, a deslignificação é então dominada pelos cavacos menores, ficando os cavacos maiores os responsáveis pela provável geração de rejeitos.

Desta forma, a espessura do cavaco afeta o funcionamento do digestor nas seguintes maneiras:

- Maior dificuldade de remoção do ar na vaporização, e com isso maiores riscos de causar distúrbios de compactação de cavaco conforme indicado no item 2.4.4 (Vaporização de cavacos).

- Uma redução na espessura do cavaco, permite uma reação de cozimento mais rápida. Assim, quando cavacos de menor espessura são alimentados ao digestor eles fazem com que a parte inferior do digestor fique mais compactada em relação à parte superior.

2.4.4 - Vaporização dos Cavacos

O conjunto de cavacos é um meio poroso constituído de 3 partes, conforme mostrado na Figura 29:

- Parte sólida da madeira, parte líquida (da água ou licor recebido) e os espaços vazios entre as partes.

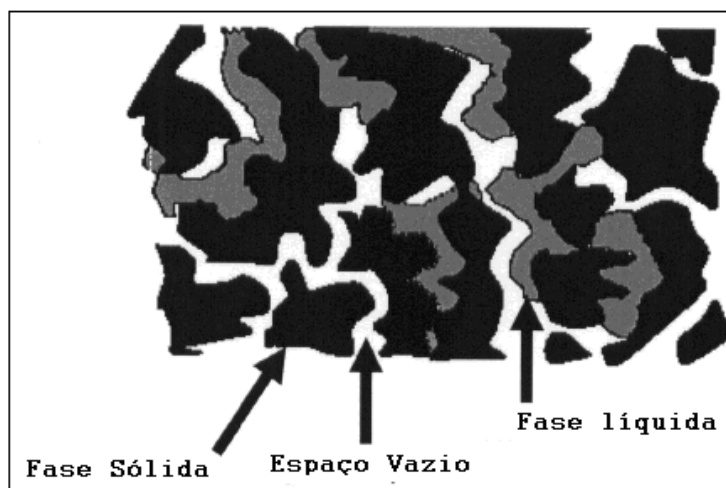


Figura 29: Cavaco como meio poroso (LEE, 2006).

A vaporização dos cavacos é a primeira operação unitária do processo de cozimento contínuo, e tem o objetivo de ocupar os espaços vazios com vapor. Os cavacos são alimentados por transportadores ao silo, e neste são tratados com vapor vivo, vapor flash, ou uma combinação de ambos. O objetivo é *remover* o ar aprisionado nos espaços vazios para assegurar uma adequada impregnação dentro do digestor. O acúmulo de ar e outros gases não condensáveis no processo pode levar a cavitação da bomba de alimentação e, conseqüentemente, golpes e danos mecânicos às tubulações. Se a eficiência de remoção do ar for baixa, ocorrerá problemas de uniformidade de penetração e difusão do licor pelo interior dos cavacos, acarretando cozimento desuniforme.

Além disso, em casos extremos, os cavacos poderão ter uma densidade menor do que a do licor de cozimento, e não atingirem densidade suficiente para manter o movimento

descendente da coluna, causado pelo empuxo do licor. Esta condição faz com que se tenha uma tendência de “boiar o cavaco”, dificultando a continuidade da dinâmica do movimento da coluna de cavaco dentro do digestor, conforme indicado na Figura 30:



Figura 30: Incremento da densidade pela adequada vaporização do cavaco.

A vaporização também pode ocorrer em um vaso de vaporização em separado ou na parte superior do digestor.

Neste contexto, há um paradoxo importante a ser avaliado em relação aos distúrbios de compactação de cavacos:

Densidades baixas possuem maior facilidade de impregnação, e mais facilmente eliminam o ar do interior dos cavacos. Densidades elevadas, já possuem naturalmente uma densidade mais próxima do licor, e por possuírem menores espaços vazios, dificultam a impregnação. Desta forma, o aspecto principal para minimizar os distúrbios de compactação da coluna de cavacos, é a uniformidade da alimentação, evitando variações bruscas do cavaco alimentado.

2.4.5 - Relação Líquido/Madeira (L/W Ratio)

A relação líquido/madeira é definida como a relação do volume total de líquido, sobre o peso seco de madeira alimentado. Dentro do balanço do digestor, as fontes de líquido que devem ser consideradas são a umidade que acompanha o cavaco, o volume de licor branco, o volume de licor negro diluído eventualmente adicionado e o vapor adicionado diretamente (ao topo ou nos equipamentos auxiliares em contacto direto).

De acordo com Michelsen (1995), a relação líquido/madeira igual a 4,5, é o valor em que todo o espaço poroso entre os cavacos é totalmente preenchido com licor. Assim, se os níveis de licor e cavaco em um digestor contínuo são controlados com esta razão, as duas fases (cavaco e licor), se movimentam na coluna aproximadamente com a mesma velocidade. Se a relação líquido/madeira for inferior, os cavacos se movem mais rapidamente do que o licor. Esta é uma condição operacional desejada para um adequado controle operacional do fluxo da coluna de cavacos. Vale registrar que a relação licor/madeira é uma variável manipulada, através do fluxo de licor preto diluído, que é alimentado com este propósito.

2.4.6 - Fator de Diluição

O fator de diluição é a quantidade da água de lavagem aplicada em excesso para o deslocamento total da polpa na zona de lavagem. É expressa em kg de água por kg de polpa seca. Maior o fator de diluição, implica maior fluxo de licor em sentido contrário à descarga, contribuindo para elevar o nível de cavaco, bem como a reduzir a compactação na zona inferior do digestor.

Em seus estudos de modelagem, Michelsen (1995), reduziu em 5 % a temperatura de vapor, temperatura de circulação, temperatura de água de lavagem e fluxo de água de lavagem e verificou seus efeitos no nível de cavaco em cada uma destas mudanças. Foi constatado que o fluxo de água de lavagem e, por consequência o fator de diluição é a variável que mais influencia o grau de cozimento.

2.4.7 - Forças de Superfície

As forças de superfície, pressão e atrito, são aquelas que atuam sobre a superfície das fases líquida e sólida. Elas estão relacionadas à viscosidade do fluido e das características da

superfície sólida da parede do vaso. Elas ocorrem entre a coluna de cavacos e a parede do digestor, e entre a coluna de cavaco e o licor. As forças que agem nos pontos de contato entre os cavacos são transferidos de cavaco a cavaco ao próximo ponto de contacto. Como o número destes pontos varia muito, não é possível definir tais forças adequadamente. Assim, definem-se as variáveis pressão de cavaco e pressão do licor (MICHELSEN, 1995).

2.4.7.1 - Pressão do Licor

A pressão do licor é simplesmente a pressão hidrostática do licor livre. Fisicamente é um conceito estatístico que só é válida quando um grande número de moléculas são envolvidas. Trata-se como a média das forças entre as moléculas de licor sobre uma área de referência. Esta área cobre apenas o espaço ocupado pelo licor.

2.4.7.2 - Pressão dos Cavacos

Similar à pressão do licor, a pressão de cavaco é definida como a média das forças de contacto do cavaco sobre uma superfície de referência (e não é a mesma da pressão do líquido), dividida por esta área de referência. A pressão de cavaco define a fração de volume dos cavacos e dos líquidos dentro do digestor. A diferença de densidade entre os cavacos e o líquido, define um fator que vai causar o movimento da coluna dentro do digestor.

Saltin (1992), propõe a equação 1 para o balanço de forças citados acima:

Eq. 1:

$$\frac{dP_{chips}}{dh} = (\rho_{liquid}(1 - \varepsilon) + \rho_{chips}\varepsilon)g - \mu \frac{P_{chips}}{D_{digestor}} \pm \frac{dP_{liquid}}{dh}$$

Sendo:

- . ε = Fração de volume dos cavacos
- . μ = Coeficiente de atrito entre o cavaco e a parede do digestor
- . $D_{digestor}$ = Diâmetro do digestor (m)

- g = Coeficiente de gravidade (m/s^2)
- P_{chips} = Pressão de cavaco (Força agindo sobre a coluna/ área seccional) (Pa)
- $P_{líquido}$ = Pressão do líquido (Pa)
- σ_{chips} = Densidade do cavaco (kg/m^3)
- $\sigma_{líquido}$ = Densidade do líquido (kg/m^3)

Resultados de aplicação destas equações em modelagem matemática de digestor industrial operando com cavacos de *pinus* indicaram o perfil de pressão de cavacos mostrado na Figura 31A. Observa-se que a pressão de cavaco aumenta do topo até a extração. O fluxo ascendente de licor reduz a pressão de cavaco na zona de lavagem da extração até a base. Se a pressão de cavaco fosse zero, não haveria força motriz para a coluna de cavaco, e ela estagnaria.

Na Figura 31 B, verifica-se a fração relativa de volume, conforme resultados da eq. 2, com os seus coeficientes aplicados.

Eq. 2:

$$\varepsilon = 0,644 + (p_1 / 10^4)^{0,59} (\alpha + 0,139 \ln k)$$

Sendo:

- ε = Fração de volume dos cavacos
- α = Coeficientes específicos da madeira utilizada (0,644 / 0,59 / 0,831)
- p_1 = pressão do cavaco
- K = número kappa

Esta equação foi encontrada experimentalmente nos trabalhos de Harkonen (1987), em planta piloto. Naturalmente é válida para as condições daquele estudo, e as interferências da madeira, é referenciada pelo índice α .

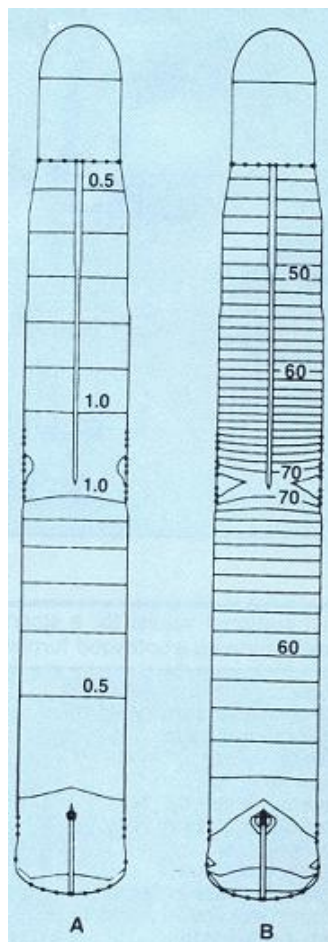


Figura 31A: Pressão de cavaco (m coluna água). 31B: *Fração de volume de cavaco (%)* – (HARKONEN, 1987).

Barthyia *et al.* (2003), realizou estudos de análise de sensibilidade de compactação de cavacos e número kappa, variando o coeficiente α da eq.2, conforme mostrado nas Figura 32 e Figura 33.

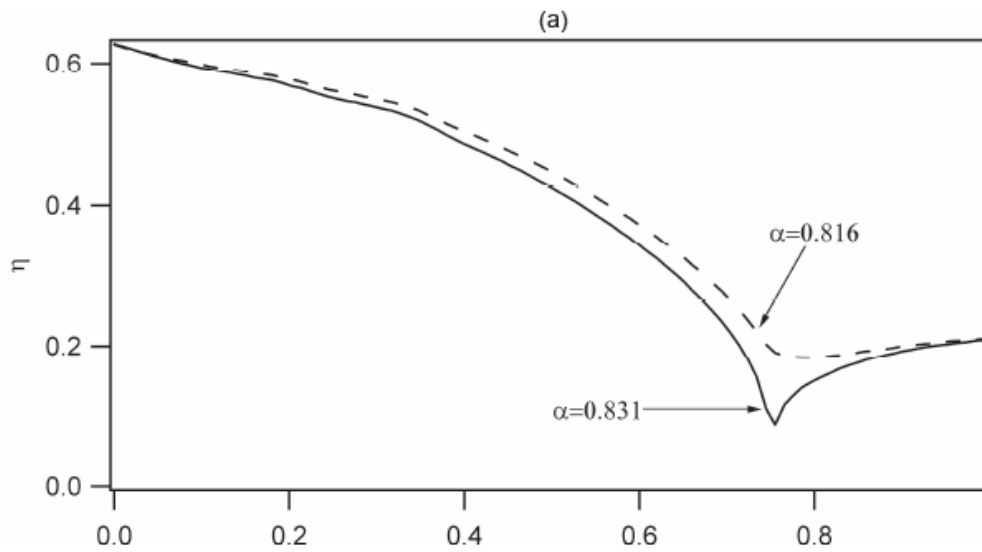


Figura 32: Perfil de compactação de cavaco ao longo do digestor (BARTHYIA *et al.*, 2003), com variação do coeficiente α da eq. 2.

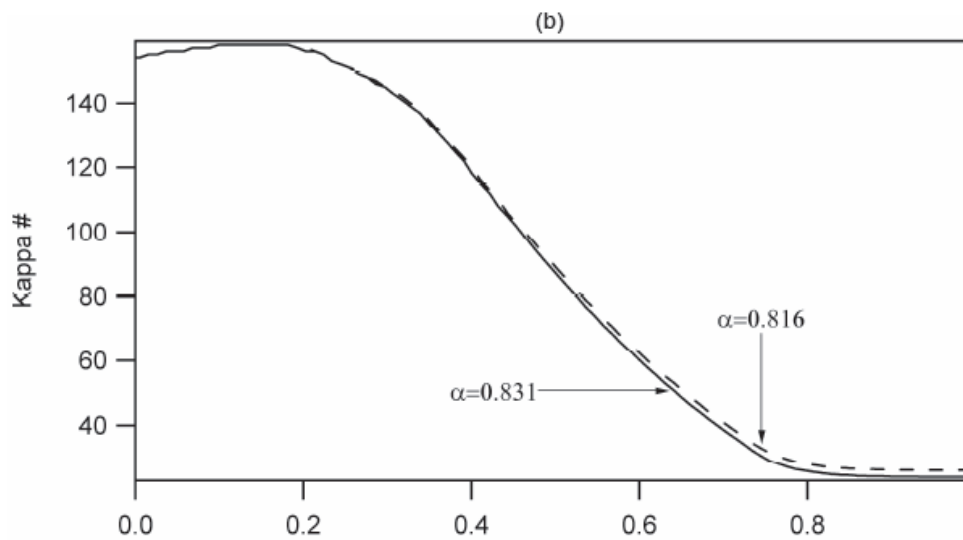


Figura 33: Perfil do número kappa ao longo do digestor (BARTHYIA *et al.*, 2003), com variação do coeficiente α da eq. 2.

No mesmo contexto, Michelsen (1995), estudou a equação conforme perfil do número kappa, conforme mostrado na Figura 34.

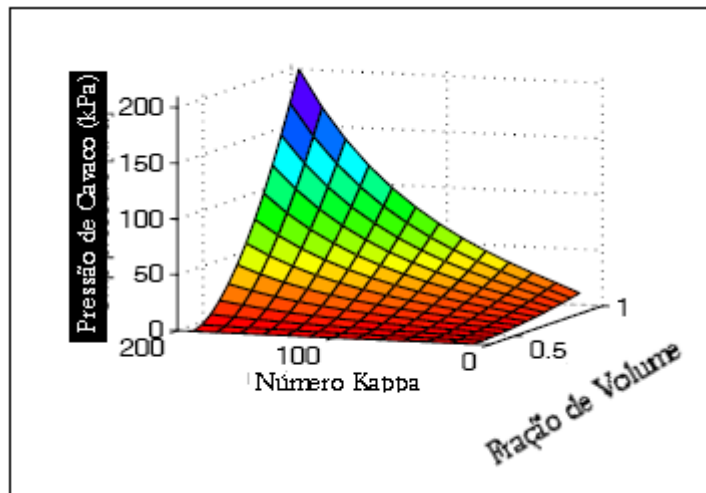


Figura 34: Variação da pressão de Cavaco (MICHELSEN, 1995).

O coeficiente de atrito estático (μ) entre a madeira e metal varia entre 0.2-0.6, sendo o atrito entre a madeira e o metal molhados como 0.2 (ENGINEERS EDGE, 2006). Um valor de 0.3 é uma boa referência para digestores, considerando o atrito mais elevado nas áreas de telas da extração. O valor do último termo como positivo ou negativo (+ ou -), depende do fluxo de licor se cocorrente ou contracorrente (para este último, o termo é negativo).

Neste contexto da importância do atrito entre as paredes do digestor e a coluna de cavacos, algumas alterações no fluxo da coluna de cavacos se alteram quando alteram as propriedades das paredes do digestor. Sabemos que alguns equipamentos precisam ser recuperados através de *'weld overlay'*, por problemas de corrosão, alterando significativamente as características de superfície das paredes do digestor. Conforme pode ser visto nas Figura 35, 36, 37 e 38, máquinas de solda especiais fazem um revestimento da parte externa do aço, acarretando um incremento da rugosidade das paredes, modificando as forças de atrito entre a suspensão de cavaco e a parede do digestor.



Figura 35: Equipamentos especiais de solda.



Figura 36: Equipamentos Especiais de solda em atividade.

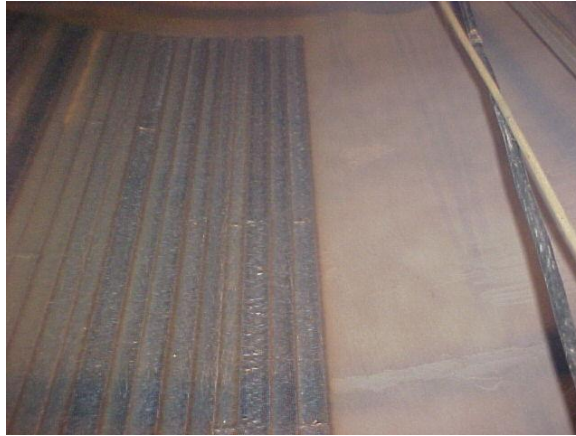


Figura 37: Vista da parede reparada e normal.



Figura 38: Detalhe da parede reparada.

Nos trabalhos da disciplina de Simulação de Processos, da Universidade de British Columbia do Canadá, foi identificado que a velocidade do cavaco é aproximadamente 3-4 vezes maior no centro do que nas proximidades da parede, conforme indicado na Figura 39, considerando as forças de atrito negativas ao fluido descendente:

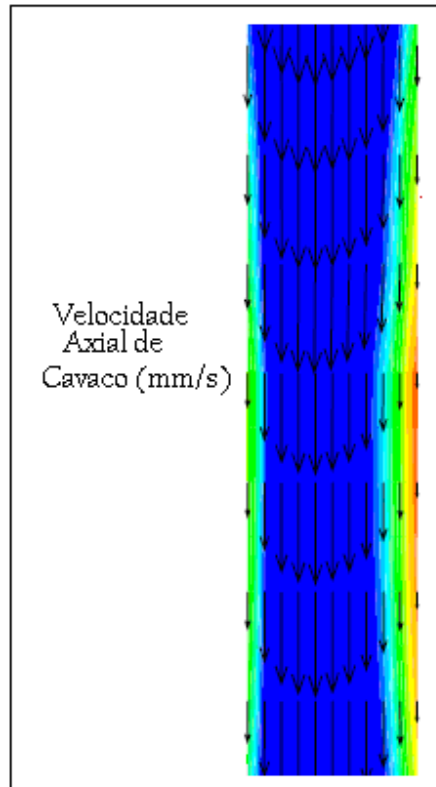


Figura 39: Perfil Axial da Velocidade de Cavaco (www.psl.bc.ca).

2.4.8 - Fluxo de Licor

Logo no início do cozimento, o licor branco começa a penetrar no cavaco.

Esta penetração faz a distribuição dos químicos de cozimento entre a fase sólida e a fase líquida. Assim que a temperatura começa a se elevar, os químicos passam a ser consumidos pelas reações de deslignificação. Os componentes da madeira são transferidos desta para a fase líquida, acarretando um gradiente de concentração na fase líquida. Este gradiente de concentração permite o processo de difusão dos químicos na fase licor, prosseguindo toda a reação de cozimento. Neste contexto, a importância do licor para as reações químicas são significativas.

O fluxo de licor é desuniforme ao longo do digestor, particularmente em digestores de grande porte.

Um dos indicativos desta desuniformidade, são as regiões localizadas de corrosão em certas partes do digestor, causadas por variação no fluxo e concentração, a variabilidade do

número kappa de saída (He *et al.*, 1999), gradientes de temperatura circunferencial nas zonas de lavagem e cozimento do digestor (MARCOCCIA, 2001).

O fluxo de licor dentro do digestor pode ter diferentes perfis, conforme a sua posição, conforme Figura 40:

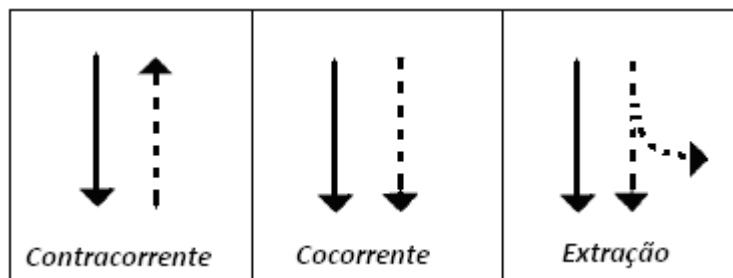


Figura 40: Direção de fluxos de licor em relação ao fluxo de cavaco.

Seta contínua – Cavaco / Seta pontilhada – Licor

Hornig (1987), realizou trabalhos comparando a eficiência do digestor com a variável por ele denominada de densidade fluxo (fluxo de circulação dividido pela área seccional do digestor). O autor relata que o fornecimento do licor em termos de volume e principalmente na sua distribuição ao longo do digestor, é um parâmetro chave para uma alta eficiência de desempenho de uniformidade de cozimento. Indica que a velocidade típica de licor em digestores comerciais é da ordem de 7,5 mm/s (equivalente a 11,5 gal./min.ft² de área seccional).

Registra ainda a importância dos fluxos adequados de licor da circulação e extração, para o equilíbrio dos sólidos dissolvidos, e sua cinética de reação com os carboidratos, conforme mostrado na Figura 41. Cada símbolo representa dados de um digestor. O fluxo de circulação do digestor é de suma importância para a continuidade operacional, estabilidade de níveis e, em consequência, da uniformidade de qualidade da polpa.

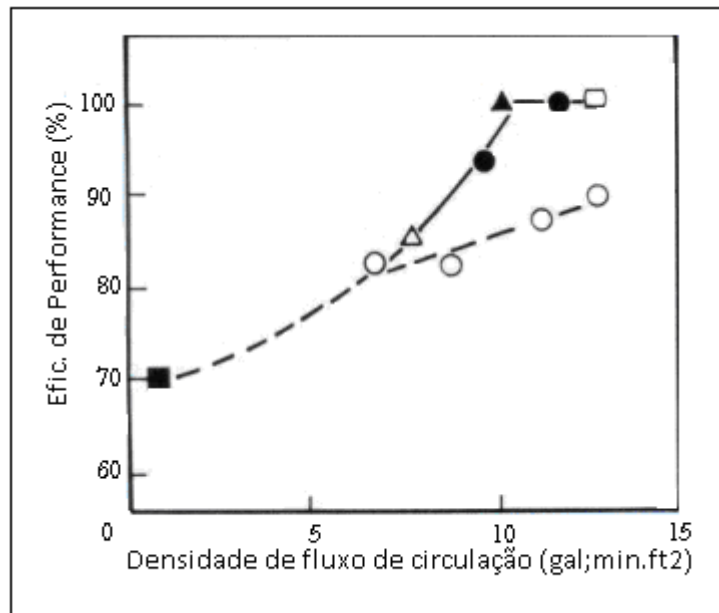


Figura 41: Desempenho do digestor em relação à densidade de fluxo de circulação.

Os índices ■ ○ △ ● ▲ □ referem-se aos dados de 6 digestores diferentes. (HORNG, 1987).

Através dos modelos de Jansson (2008), foi verificado que a resistência do fluxo de licor no perfil do digestor é resultado do grau de compactação e da quantidade de lignina dissolvida dos cavacos. Ele constatou que o fluxo livre de licor, diminui ao longo do digestor. Esta redução da vazão de fluxo é devido à compactação dos cavacos no digestor que diminui os espaços livres na coluna de cavacos e, em consequência, aumenta a resistência de fluxo.

Nos trabalhos de Härkönen (1987), registra-se a densidade do líquido afeta os fenômenos no interior do digestor sob duas formas:

- Determina o empuxo dos cavacos,
- Contribui na pressão da coluna de cavaco.

Em fluxo turbulento, a resistência de fluxo é diretamente proporcional à densidade do líquido. A densidade varia tanto com a temperatura, como com os resultados das reações químicas. Ele aplicou a equação de Ergun para descrever a resistência ao fluxo de líquido da coluna de cavaco conforme eq. 3:

Eq. 3 :

$$\frac{dp_l}{dh} = R_1 \left[\frac{\varepsilon_c^2}{(1-\varepsilon)} \right]^v + R_2 \left[\frac{\varepsilon_c}{(1-\varepsilon_c)} \right]^v v^2$$

Baseado em dados industriais e de laboratório, o autor transformou a derivada da equação empírica para a fração de volume do cavaco, da qual depende da pressão de compactação do cavaco e do número Kappa, conforme eq. 4.

Eq. 4:

$$\varepsilon_c = k_0 + \left(\frac{p_c}{10^4} \right)^{k_1} (k_2 + k_3 \ln(K))$$

Sendo:

p_l = pressão do líquido (Pa)

p_c = pressão do cavaco (Pa)

h = altura do digestor (m)

ε_c = Fração de volume dos cavacos

R_1, R_2 = coeficientes de compressibilidade (dependentes da espécie, tamanho de cavaco e sua distribuição), conforme Tabela 1.

v = Velocidade superficial na coluna de cavacos

K = Número kappa

$k_0...k_3$ constantes determinadas empiricamente, conforme Tabela 2 .

Tabela 1: Exemplos de coeficientes de compressibilidade - Eq.3 (RANTANEN e KORTELA, 2006)

Madeira	R₁	R₂
Pinus da Escandinávia	4600	3,9 . 10 ⁶
Birch da Escandinávia	- 17	1,7 . 10 ⁶
<i>Eucalyptus Camaldulensis</i>	3,2	3,7 . 10 ⁶

Tabela 2: Exemplos de constantes k da fração de cavaco (Eq.4 - RANTANEN e KORTELA, 2006)

Madeira	k₀	k₁	k₂	k₃
Pinus da Escandinávia	0,644	0,59	0,139	0,831
Birch da Escandinávia	0,630	0,64	0,151	0,697
<i>Eucalyptus Camaldulensis</i>	0,591	0,56	0,148	0,675
Madeiras Fibra Longa	0,644	0,59	0,129	0,80
Madeiras Fibra Curta	0,630	0,64	0,114	0,70

Saltin (1996) complementou o trabalho de Harkonen, incluindo também as reações cinéticas de deslignificação e a mecânica de fluidos no interior do digestor, tendo como resultado um modelo dinâmico preditivo do digestor contínuo, útil para simulação e treinamento dos operadores e melhorar configurações de controle.

Aplicando os mesmos modelos aplicados aos movimentos dos cavacos, He (1999) estudou os perfis da velocidade de licor conforme mostrado na Figura 42, demonstrando a não uniformidade da seção transversal do digestor (diferentes diâmetros nas diferentes zonas), e naturalmente as diferentes modificações em seu perfil longitudinal pelas reações de cozimento. Observa-se pelo balanço de filtrado, o fluxo ascendente do licor da peneira de lavagem em direção à extração.

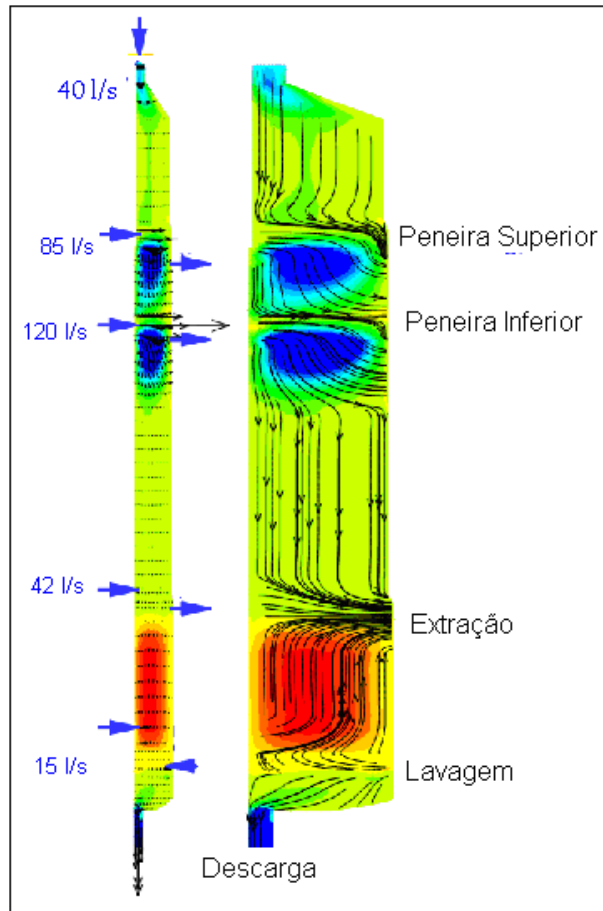


Figura 42: Perfil de velocidade do licor (HE 1999).

Lee e Bennington (2004), em seus estudos sobre o fluxo de licor em coluna de cavacos em digestor contínuo, reportam que os digestores contínuos que operam acima da capacidade de produção de projeto, necessitam operar com um maior volume de reagentes químicos por área do equipamento. Esta maior circulação é dificultada por três fatores principais:

Incrustações nas peneiras de extração por materiais inorgânicos ou fibrosos.

Excessiva compactação da coluna de cavacos no ponto das peneiras de extração, diminuindo a permeabilidade do leito de cavacos e aumentando a pressão diferencial. Esta compactação pode causar problemas no movimento uniforme da coluna de cavacos, podendo causar a “prisão de coluna”.

Aumento do arraste causado pelo aumento da velocidade superficial do licor na zona contracorrente.

A associação destes fatores causa limitação da capacidade de extração e variações no fluxo contínuo do movimento hidráulico da coluna de cavacos. Os autores realizaram medidas

da pressão diferencial através de uma coluna de cavacos, como função da sua velocidade, número kappa, grau de compactação da coluna e como as relações entre uma distribuição de tamanho de cavacos.

O grau de compactação uniforme é um fator essencial que afeta o movimento hidráulico dos cavacos no interior do digestor. O movimento fluente da coluna permite um melhor controle do tempo de residência, da temperatura, da distribuição adequada de álcali e em consequência da melhor uniformidade da polpa produzida.

2.4.9 - Peneiras de Extração / Circulação

O projeto das peneiras de extração e circulação tem forte influência no adequado fluxo de licor recirculado e, por consequência, do volume de licor dentro do digestor.

O entupimento das peneiras é um problema típico em digestores contínuos, e causam alterações no movimento hidráulico da coluna de cavacos.

De uma forma geral, não ocorrem entupimentos nas peneiras de extração superior. A obstrução acontece geralmente nas peneiras de extração inferior, limitando o fluxo de licor negro através destas.

As principais causas são o elevado grau de compactação, o baixo número Kappa após a zona de cozimento, a alta pressão da coluna (acima de 40m de altura), o aumento do fluxo de licor e o aumento da diferença de velocidade entre cavacos e licor (LEE e BENNINGTON, 2004). A redução ou eliminação das obstruções de peneira minimizam as reduções ou paradas do digestor.

Ahvenlampi e Uusitalo (2006) realizaram estudos buscando identificar as melhores alternativas para reduzir a pressão de cavacos na zona das peneiras inferiores. Esses autores sugerem, com base nos estudos de Gooding (1993), uma avaliação do quadrado do fluxo de aceite versus diferencial de pressão (PDI) da alimentação, e também uma redução da pressão de cavaco através da redução das diferenças de densidade entre o cavaco e o licor nos diversos pontos do digestor que apresentam estes problemas.

Conforme o desenho das peneiras pode ocorrer '*plugging*' do cavaco em seus orifícios em maior ou menor intensidade, dificultando assim a extração do licor, e o próprio movimento da coluna de cavacos. Por este motivo, alguns fabricantes desenvolveram

desenhos especiais para minimizar problemas deste tipo, facilitando o livre movimento de cavaco e fluxo de licor. Como exemplo, cita-se o “*SuperScreen*”, proposto pelo fabricante METSO. Como pode se observar nas Figura 43A, 43B, 43C, as novas peneiras são construídas com barras arredondadas, visando facilitar a remoção do licor através do leito de cavaco. Segundo o fabricante, a tela tem uma construção robusta, possibilitando a operação com altas diferenças de pressão para otimizar o fluxo de licor, com um sistema de ‘auto-limpeza’ das telas. Além disso, o projeto também permite que a área de extração de licor seja maior, tendo como consequência um melhor controle (TUOMI, 2005, O’Brian, 2006).

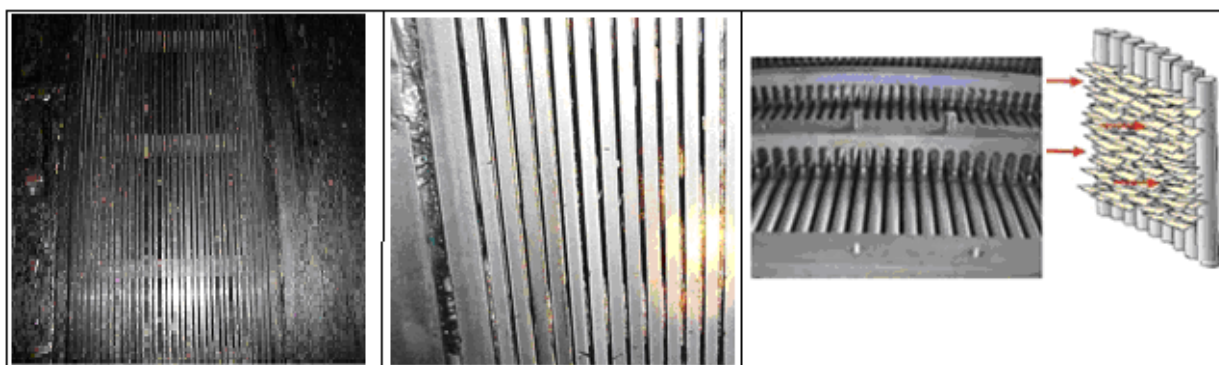


Figura 43 A: Desenho de Peneira convencional. 43B: Desenho de Peneira convencional. 43C: ‘Superscreen’ do fabricante Metso.

Quando as peneiras ficam com incrustações elevadas, elas dificultam a passagem de licor através delas, aumentando o diferencial de pressão entre a parte interna e externa do digestor.

Além disso, podem ocorrer incrustações, diminuindo a área seccional do digestor neste ponto, favorecendo a geração de canal preferencial de polpa e licor.

Esta é uma variável muito importante para indicação do perfil de compactação de cavaco no digestor.

2.4.10 - Fluxo de Cavacos

O fluxo de cavaco através do digestor determina o tempo em que o cavaco fica exposto em cada seção do digestor, sendo uma variável significativa (PUOLLA, 2005). A velocidade vertical do cavaco varia à medida que os cavacos percorrem o perfil do digestor.

Esta variação de velocidade é causada pela variação do diâmetro do digestor em seu perfil longitudinal, pelas interferências do fluxo de licor adicionado, pelas reações de deslignificação, pelo nível de licor, e pelo peso da coluna.

Harkonen (1987), desenvolveu um modelo complexo em fluxo de duas fases em um digestor contínuo. Este modelo faz a predição do grau de compactação de cavaco, fluxo de licor, fluxo de cavaco e pressão de licor.

O licor envolve soluções elaboradas em equações diferenciais bidimensionais, no qual só pode ser usado para condições padrão. Através da equação de Ergun, descreveu a pressão do licor como função do fluxo de licor na coluna de cavacos :

Eq. 5:

$$\frac{dP_{liquid}}{dh} = 4600 \frac{\epsilon^2}{(1-\epsilon)^3} v + 3.90 \cdot 10^6 \frac{\epsilon^2}{(1-\epsilon)^3} v^2$$

Sendo:

- ϵ = Fração de volume dos cavacos
- μ = Coeficiente de atrito entre o cavaco e a parede do digestor
- h = Altura do digestor (m)
- v = Velocidade superficial da coluna (m/s)
- P_{liquid} = Pressão do líquido (Pa)

Fernandes e Castro (1999), mostrou que as velocidades de cavaco e licor são diferentes entre si, e variam ao longo do digestor. Identificou as interferências nas velocidades de cavaco e licor causados pelos fluxos de extração e circulações em um digestor hidráulico ITC (*Iso Termal Cooking*). Tais fluxos modificam as velocidades relativas de licor e cavaco ao longo do digestor, conforme mostrado na Figura 44. Já na Figura 45, é mostrado um perfil da velocidade axial de cavaco e licor como resultados de simulação desenvolvido por HE (1999).

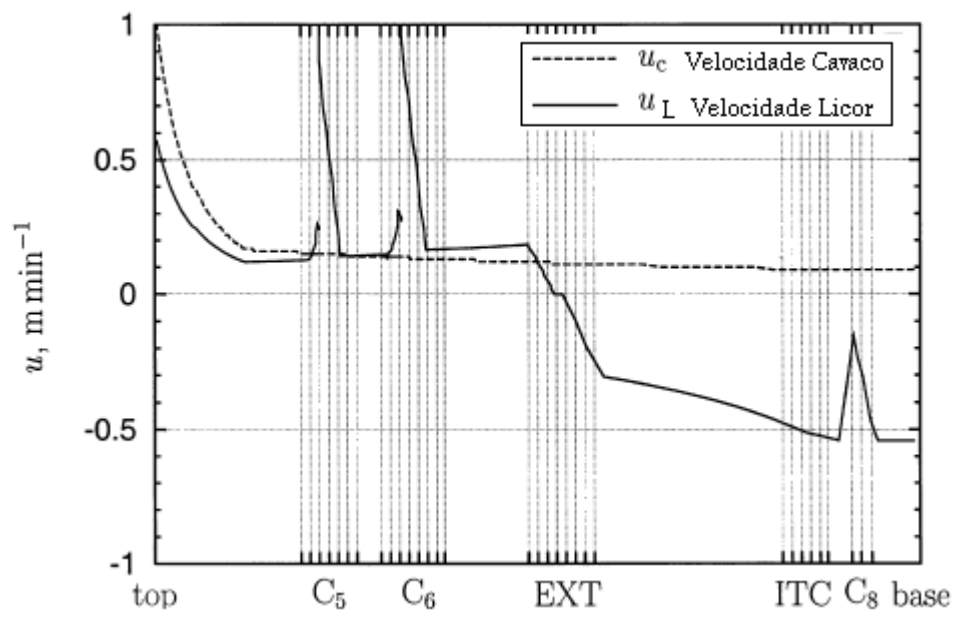


Figura 44: Perfil de velocidade de Cavaco e Licor ao longo do digestor (HE, 1999).

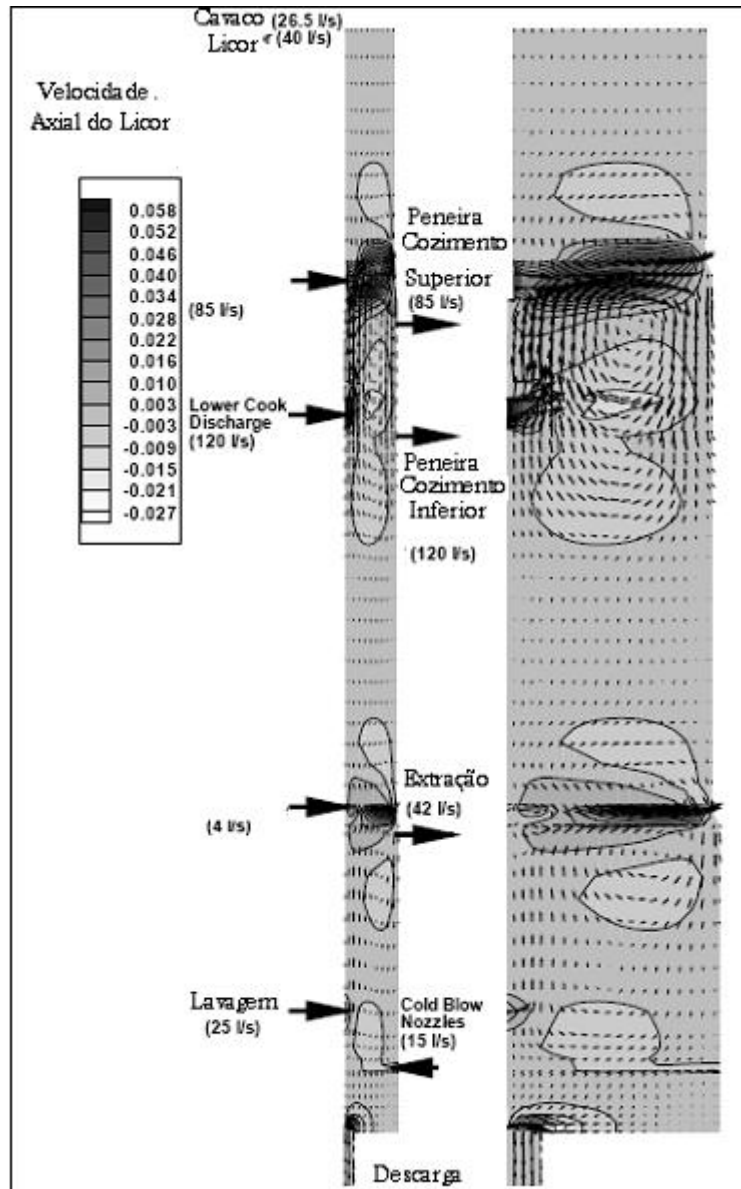


Figura 45: Perfil de velocidade axial de cavaco e licor (HE, 1999).

Naturalmente, as velocidades dos cavacos e do licor são influenciadas pelos fluxos da extração e circulação. Além disso, como variável resultante destas, altera-se também as densidades do licor e cavaco ao longo do digestor, resultando nas interferências do fluxo de licor e cavaco. Estudos de Michelsen (1995) indicam variação no perfil ao longo do digestor, conforme mostrado na Figura 46:

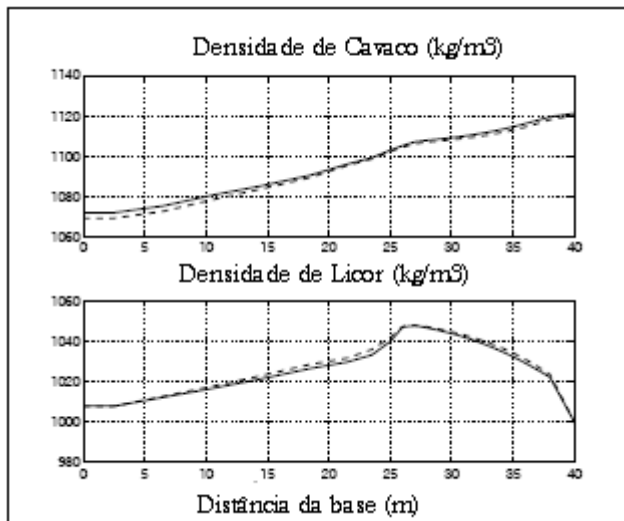


Figura 46: Perfil da Densidade do Cavaco e Licor ao longo do digestor (MICHELSEN, 1995).

2.4.11 - Grau de Deslignificação

Quanto mais deslignificado for o cavaco, maior será sua maciez, menor a porosidade e, portanto maior será o grau de sua compactação. Jansson *et al.* (2008), propôs equação da variação do grau compactação com o grau de deslignificação (eq. 6). Nesta, quanto maior a deslignificação e, conseqüentemente, maior maciez e maior a compactação (Figura 47)



Figura 47: Representação esquemática da compactação de cavacos conforme evolução das reações de deslignificação (JANSSON *et al.*, 2008).

Eq. 6:

$$\eta_{lignin} = 1 - \frac{(Z_{chip}^{out} - Z_{lignin}^{out})}{Z_{chip}^{out}}$$

Sendo:

η_{lignin} = Fator de compactação devido a dissolução da lignina nos cavacos Z_{flis} = quantidade inicial de lignina nos cavacos que entram no $[\text{kg}/\text{m}^3]$ $Z_{\text{out chip}}$ = Quantidade de lignina que acompanha o cavaco na saída do volume de controle $[\text{kg}/\text{m}^3]$

$Z_{\text{out lignin}}$ = Quantidade de lignina que sai do volume de controle fora do cavaco $[\text{kg}/\text{m}^3]$

No mesmo conceito, Puolakka *et al.* (2005) avaliou o perfil de compactação e número kappa, e concluiu que quanto maior o número kappa menor o grau de compactação. Também verificou uma redução deste na parte inferior, devido aos fluxos em contracorrente.

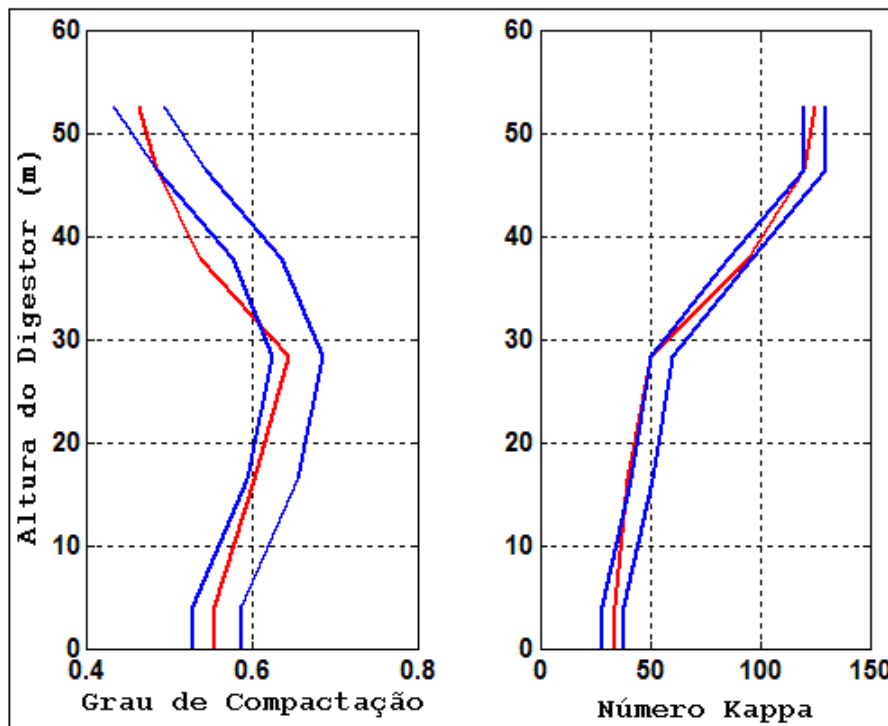


Figura 48: Perfil de Compactação e Número Kappa ao longo do digestor. Linha Vermelha: Real, Linha Azul: Limites aceitáveis de variação.

2.4.12 - Temperatura de Cozimento

De uma forma geral, os digestores industriais trabalham em temperaturas de cozimento entre 140 e 160 °C, trabalhando na faixa inferior particularmente os que utilizam tecnologias modernas modificadas. Experiências industriais deste autor registram dificuldades de controle operacional do nível de cavaco e licor em temperaturas acima de 170 °C,

provavelmente causados pela redução do número kappa, mas também pelas interferências das viscosidades dos fluidos presentes, com formação de canal preferencial em diferentes regiões.

2.4.13 - Diferença de nível de licor e cavacos

A diferença do nível de licor e cavaco afeta a compactação inicial do leito de cavacos. Esta diferença age forçando para baixo a coluna de cavacos, à medida que o nível do cavaco acima do licor é aumentado (quanto menor o nível de licor, menor será a força de empuxo). Em complemento, a ação do vapor direto ao topo é usada para aquecer os cavacos, complementando a impregnação inicial e ajustando a temperatura do digestor.

Laakso (2008) realizou trabalhos de simulação, variando a diferença do nível de cavaco em 0,5; 1,0 e 1,5 m acima do nível de licor em um digestor fase vapor. Observou que praticamente não houve alterações no grau de deslignificação, mas diferenças significativas no grau de compactação, conforme se observa na Figura 49. Podemos observar que quanto maior a diferença de nível, menor será a força de empuxo do licor, e, portanto maior a pressão do cavaco. Naturalmente esta diferença tende a diminuir à medida que as reações vão se processando ao longo do digestor.

A inflexão da curva em altura de 20 m refere-se às interações das circulações/extração.

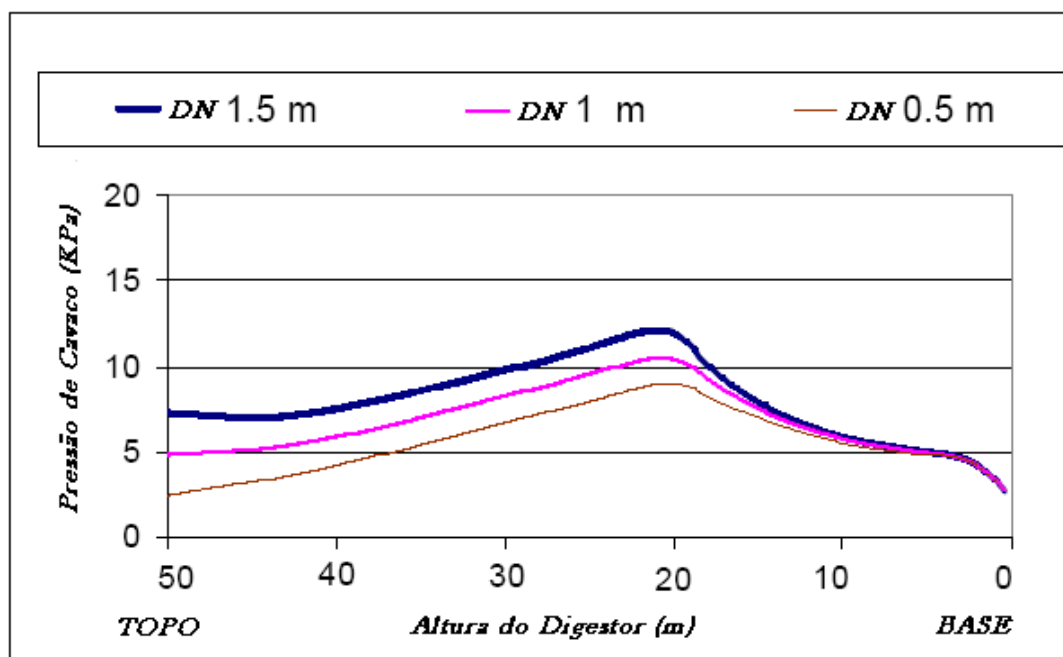


Figura 49: Perfil da pressão de cavaco ao longo do digestor (LAAKSO, 2008).

Onde DN = Diferença de nível de licor e cavaco.

2.5 - Controle do nível de cavacos:

O controle de nível de cavacos é uma das atividades mais importantes e difíceis na operação do digestor contínuo, pois a dinâmica do movimento da coluna de cavaco é complexa e é difícil medir a interface do licor e cavaco. Um adequado controle do nível de cavaco é necessário para facilitar o equilíbrio de continuidade operacional e principalmente porque ele é um dos parâmetros que vai definir o tempo de residência e, em consequência, o grau de cozimento.

Normalmente o nível de cavacos é controlado através da indicação dos instrumentos de apalpadores mecânicos (Figura 50A e 50B), que no digestor em fase vapor deve ficar acima do nível do licor (medido pelos sensores radioativos gama). Ambos os instrumentos indicam uma escala de nível (o primeiro através do torque recebido, e o segundo através do feixe de irradiação distribuída).

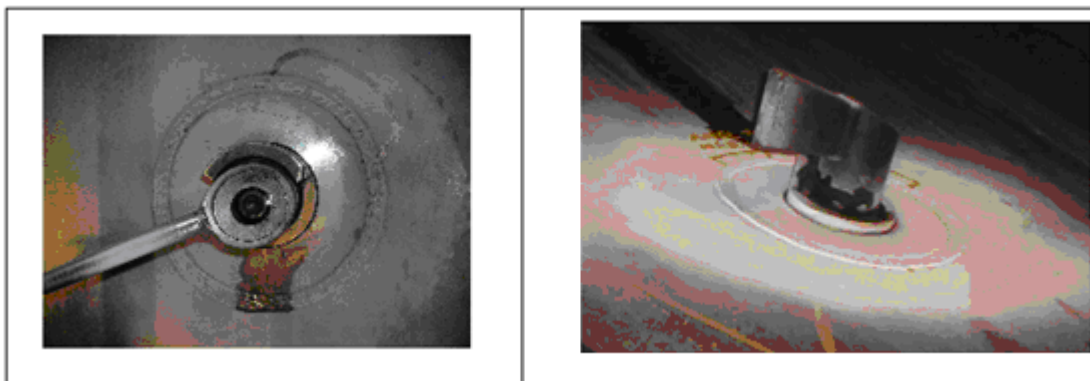


Figura 50 A: Detalhamento Apalpador Mecânico / Vista Frontal. 50 B: Detalhamento Apalpador Mecânico / Vista Lateral.

Ao contrário do digestor hidráulico, os cavacos não ficam submersos na parte líquida, que requer a exposição direta de cavacos ao vapor superaquecido alimentado ao topo. Este nível normalmente é detectado por um dispositivo emissor/receptor de radiação gama, montado nas paredes do digestor.

O nível do licor é controlado por uma célula de diferencial de pressão convencional. Detalhamento dos instrumentos indicados na Figura 51.

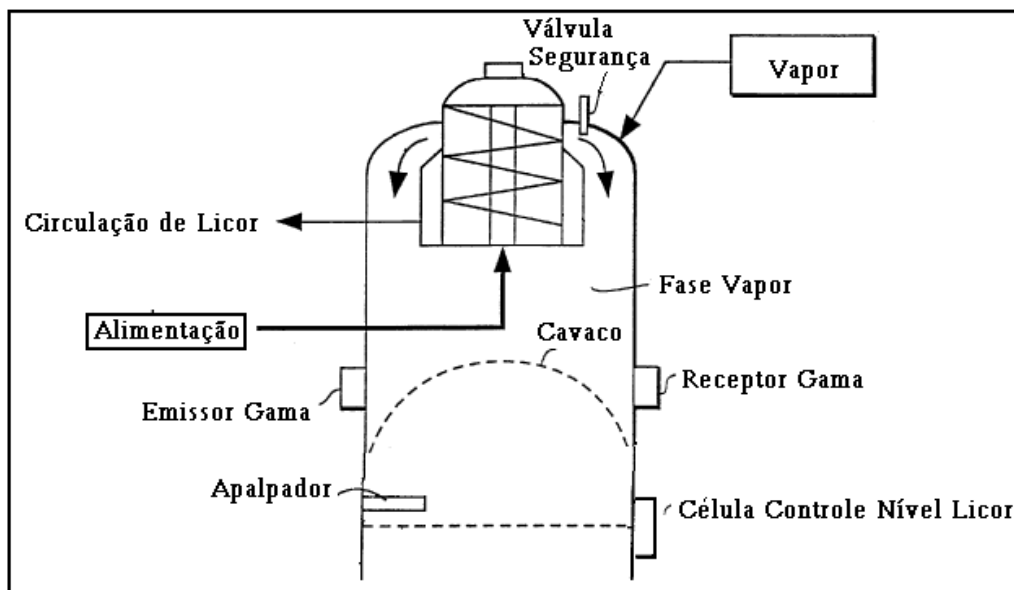


Figura 51: Detalhamento dos recursos para controle de nível de cavaco e licor.

O controle do nível pode ser realizado através da alimentação de cavacos ou através da descarga de polpa. Quando se faz o controle pela alimentação, tem-se uma resposta mais rápida comparativamente ao controle com a descarga.

Ambos digestores, cujos dados foram tratados, tem controle realizado através da alimentação. De uma forma geral, a alimentação do digestor pode ficar em três formas de controle:

Manual – O operador determina a velocidade do medidor de cavacos, e a produção é calculada de acordo com a rotação indicada (mas não controlada).

Auto Local – O operador determina a produção, e a velocidade do medidor é controlada para manter a produção, usando como variáveis o rendimento, densidade, fator de enchimento e volume do medidor.

Auto Remoto – A velocidade do medidor é controlada pelo nível de cavacos dentro do digestor. O operador decide o *set point* de produção, que então determinará a velocidade do medidor. O controlador normalmente varia a velocidade em pequenos incrementos visando manter o nível de cavaco.

2.6 - Distúrbios de Compactação de Cavaco

Os distúrbios de compactação de cavacos são problemas típicos em digestores contínuos. São caracterizados pela irregularidade no movimento hidráulico dos cavacos, podendo proporcionar a formação de “abóbada” e canais preferenciais no interior do digestor.

Muitas empresas operam com o digestor acima de sua capacidade de projeto, sem demonstrar problemas de desempenho. Entretanto, muitas outras o fazem com diferentes problemas em relação ao baixo tempo de retenção. De uma forma geral, o incremento de produção resulta imediatamente no aumento volumétrico da descarga de polpa, reduzindo linearmente o tempo de retenção, tendo como consequência um aumento da demanda de temperatura e de reagentes químicos de cozimento (sobrecarregando também as peneiras de extração e circulação).

Como consequência geral, há uma excessiva compactação da coluna de cavacos na base do digestor, diminuindo a permeabilidade de licor por ela, aumentando a pressão diferencial radial de licor entre as peneiras. Além disso, há uma redução da capacidade de lavagem do digestor, diminuindo a zona de contracorrente de lavagem. A somatória destes fatores força um pico de compactação entre as duas zonas de convergência (*down flow* e *up flow*), podendo causar um “levantamento de coluna”, ou prisão de coluna do digestor.

Este fenômeno é conhecido nas fábricas brasileiras como “prisão de coluna” ou “abóbada de cavacos”. Nas fábricas de Portugal, “cavacada”, nas norte-americanas “*hanging*”, e nas fábricas japonesas como “*hangingo*” como adaptação da língua inglesa.

Esta ocorrência pode ter grandeza suficiente para causar sobrecarga no separador de topo, forçando a parada do digestor, pela elevação súbita no nível de cavacos, conforme pode ser visto na Figura 52A (nível normal), e na Figura 52B e 52C (nível alterado). Nesta situação, o nível de cavacos atinge pico máximo, caracterizando elevação descontrolada. Nestas circunstâncias, o digestor está descarregando (normalmente em fluxo maior do que a alimentação), e ainda assim o nível de cavaco está em posição máxima. Praticamente o operador não tem alternativas de operação, senão arriscar a ter um desarme do separador de topo, ou fazer uma parada preventiva da produção.

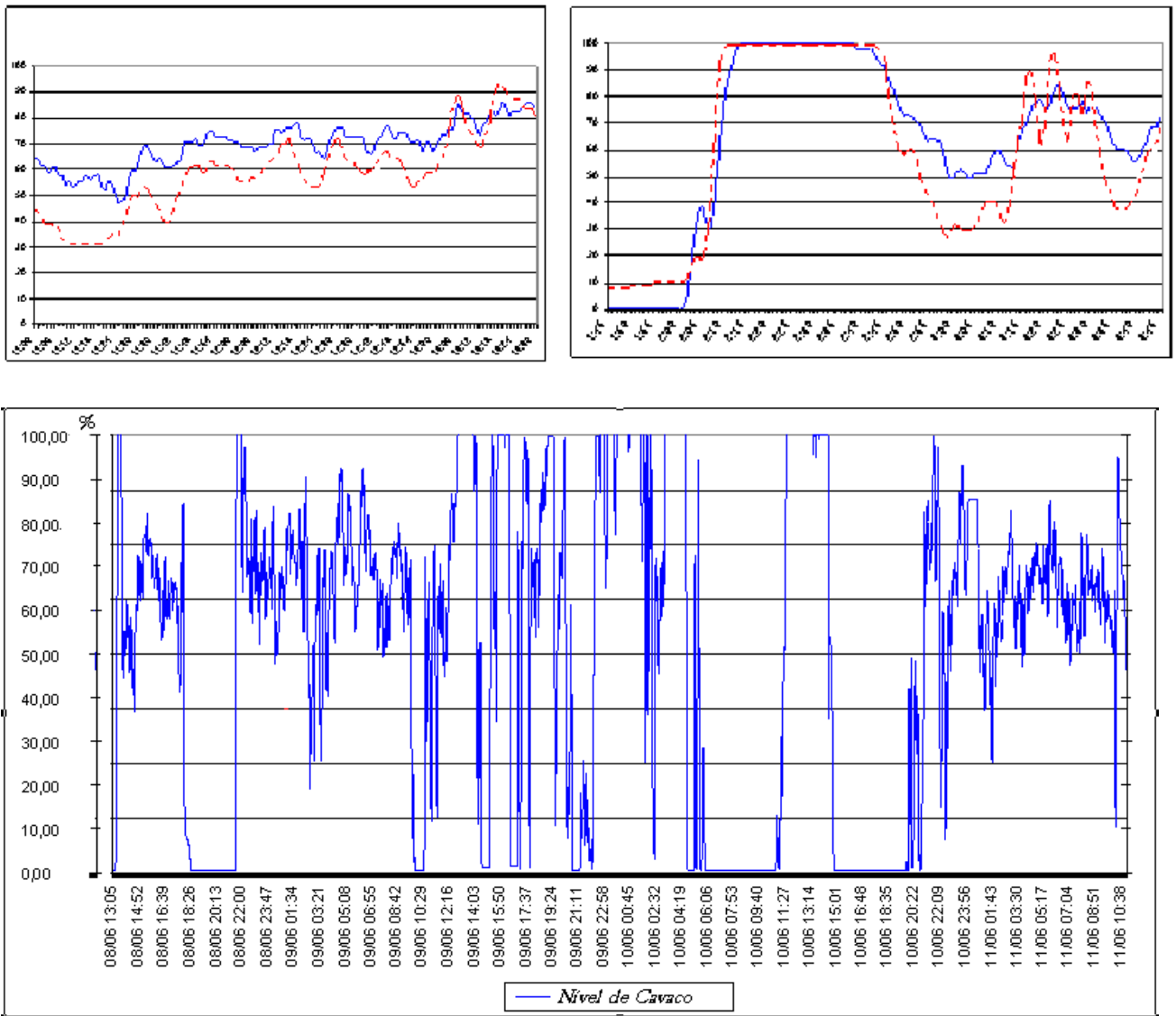


Figura 52A: Nível de Cavaco controlado 52B: Nível de Cavaco alterado.

52C: Variações do Nível de Cavaco de 0 a 100 %, em momentos de distúrbios

Azul contínuo: Nível Instrumento /Vermelho Tracejado: Fonte Gama.

Após a caracterização do problema com o fenômeno de distúrbios de compactação de cavaco, o operador começa a tomar ações corretivas, visando restabelecer o equilíbrio do digestor. Se a coluna se prender em condições intensas, faz-se necessário reduzir a alimentação de cavaco, e ao mesmo tempo aumentar a descarga da polpa (dentre outras alterações). A associação sinérgica destas atividades provoca um ‘espaço vazio’ no interior do digestor, tendo um completo descontrole da principal variável de processo que é o tempo de

residência. Após o desprendimento da coluna, o operador visualiza um ‘nível zero’ de cavaco, mesmo mantendo alimentação contínua do digestor com descargas reduzidas.

2.7 - Simulação e Modelos de Predição em Digestor Contínuo

Do ponto de vista de engenharia, o digestor pode ser entendido como um reator heterogêneo, com geometria cônico/cilíndrica, onde cavacos de madeira reagem com uma solução aquosa de hidróxido de sódio e sulfeto de sódio, para *remover* a lignina das fibras de celulose.

Do ponto de vista matemático, Araujo *et al.* (2007), considera o digestor como um reator com comportamento dinâmico representado por um sistema de equações diferenciais parciais hiperbólicas não lineares.

Através destas equações apresenta o perfil de conteúdo de celulose, hemiceluloses e lignina, bem como o perfil de temperatura e álcali ao longo do digestor.

Os cozimentos em digestor contínuo são muito difíceis de modelar e controlar devido à natureza não-linear do processo. O digestor contínuo é um sistema complexo, com tempo de residência longo, com poucos e difíceis pontos de medição, causados pelo sistema a alta pressão e temperatura (SYDRAK, 1995). Assim, os pontos de medição estão localizados na entrada e saída dos fluxos e nas paredes externas do digestor.

O digestor representa um alto investimento de capital para as fábricas. Simulação do processo, incluindo a previsão do grau de deslignificação, da distribuição de fluxo de licor e cavaco, formação de canal preferencial, regiões de estagnação, a temperatura, e as concentrações químicas dentro do digestor, podem levar a melhorias significativas do desempenho operacional.

Os índices de produção nos processos de cozimento contínuo têm aumentado continuamente. Esse conjunto de exigências de controle de processo pode causar falhas e distúrbios que reduzem a qualidade da polpa e o próprio volume de produção (AHVENLAMPI *et al.*, 2005).

Os fenômenos físicos e químicos que ocorrem dentro do digestor é uma mistura complexa de reações químicas e fenômenos de transporte. As variáveis de processo possuem forte relação umas com as outras, ocorrem nas três fases (sólido/líquido/gás), e são fortemente

dinâmicas. A dificuldade de se obter dados por medição leva a um grande número de parâmetros incertos. Por esta razão, a modelagem e identificação das equações do processo de cozimento é um problema desafiador.

Estes desafios são mais presentes com a popularização das recentes tecnologias de cozimentos modificados conforme descrito no item 2.2.2.

Os novos processos de cozimento tem sido capazes de *prover* melhores resultados de polpação, através da manipulação da concentração de licor e temperatura em vários pontos do digestor. Entretanto, controlar e otimizar estes processos são mais difícil do que os processos batch ou convencionais, justamente pelo grande número de variáveis. A utilização de modelos pode prever os resultados da alteração destas variáveis e auxiliar o operador nas tomadas de decisão (ARAKESARI *et al.*,1994).

Allysson e Roberts (1995) desenvolveram um dos primeiros modelos de controle com aplicação industrial em digestor de dois vasos denominado de Controle Preditivo Generalizado (GPC). Utilizou uma estratégia de controle multivariável, reduzindo as interferências manuais do operador.

Dufour *et al.* (2001 e 2005), desenvolveu trabalhos de aplicações de redes neurais, utilizando 16 variáveis do digestor para predição do número kappa.

Halmevaara e Hyötyniemi (2006) desenvolveram método usando regressão estatística multivariada para capturar as dependências entre os parâmetros do sistema e das medidas de qualidade que determinam o desempenho do sistema. Aplicaram ainda métodos de otimização numéricos não-lineares para o ajuste de parâmetros. Apresentou resultados de ajustes de regressão interativa como estudo de caso em simulação em digestor contínuo vaso duplo, através de seis variáveis operacionais do digestor. Dahlquist (2008), apresentou relatos históricos dos modelos e simuladores aplicados à indústria de celulose e papel, desde o aparecimento da linguagem Fortran até aos simuladores de processo em SDCD.

A maioria dos modelos fundamentais de digestor contínuo na literatura pode ser classificada em duas categorias, dependendo dos atributos que eles enfatizam. Focam a polpação e seus aspectos físico-químicos ou a polpação e seus aspectos de descrição de movimento hidráulico do cavaco e licor.

Um dos primeiros modelos da cinética de deslignificação foi desenvolvido por Vroom (1957). Através da derivação da equação de Arrhenius, desenvolveu um parâmetro que

combina a variável temperatura e tempo, transformando ambas em uma única variável, que denominou de “Fator H”. O Fator H permite boas previsões do grau de deslignificação, quando as demais variáveis de cozimento permanecem constantes. Esta variável foi de significativa importância, e mais de 50 anos após sua publicação várias fábricas a utilizam como referência de controle operacional. Muitos outros modelos empíricos do tipo do modelo Fator H foram desenvolvidos desde então. Vários modelos físicos têm sido propostos para estudar as diferentes variações do processo de polpação de madeira em digestores.

A principal diferença entre estes modelos tem sido o número de fases considerado, o número de espécies em cada fase, as equações de cinéticas de reações, o tipo de digestor e o grau de precisão na atualização de variáveis.

2.7.1 - Modelos do Movimento Hidráulico e Compactação da Coluna de Cavacos

As propriedades das fibras de celulose também são dependentes da mecânica dos fluidos que ocorrem dentro do digestor. O fluxo e a distribuição de temperatura dentro do digestor, especialmente dentro da zona de cozimento, tem um efeito sobre o tempo de residência das fibras. Ambos os aspectos têm consequências diretas sobre as variações de propriedades de fibras, impactando a qualidade do produto.

Em relação à descrição do comportamento fluido no interior do digestor, a primeira contribuição é devido a Harkonen (1987). Usando balanços de momento, associado com equações de conservação de calor e massa, o pesquisador derivou um modelo de estado estacionário para simular o funcionamento do digestor. A coluna de cavacos foi assumida como ortotrópica e as equações do modelo foram resolvidos em ambas as direções, axial e radial. No entanto, sua abordagem não discrimina entre o líquido retido e a matriz sólida da madeira e se baseia apenas nos fenômenos de transporte. Desconsidera as interferências das reações químicas envolvidas no processo de polpação. Posteriormente, Michelsen (1995) estendeu o seu trabalho para descrever o comportamento dinâmico do digestor, embora seu modelo seja válido para números kappa entre 50 e 150 (WISNEWSKI *et al.*, 1997) como resultado de muitas simplificações do modelo cinético. Saltin (1992), Fernandes e Castro (1999), desenvolveram simulações, validadas em digestor hidráulico industrial vaso simples, para cozimento Kraft de eucalipto. Fez uma abordagem de solução numérica, e identificou

decréscimo na porosidade da coluna de cavacos, causada pela compactação da coluna, como resultado das reações químicas que foram incorporadas ao modelo. Kayihan *et al.*, (2005), avaliou modelagem com a interferência da distribuição de tamanho de cavaco, a dinâmica da compactação de coluna, difusão e fluxo de reação entre o licor preso e livre, bem como as diferenças relativas de velocidade na coluna entre os fluxos de licor e de cavacos.

Rantanen (2006), realizou uma modelagem da compactação da coluna de cavacos em um digestor contínuo. A compactação foi descrita como frações de volume de cavacos. As frações de volume foram modeladas como uma função do número Kappa, que é uma medida do teor de lignina residual da polpa. Um perfil de número Kappa foi modelado utilizando modelo de Gustafson *et al.* (1983). Não obstante, nesses trabalhos foram aplicados dados de laboratório. Poucas são as referências que abordam dados industriais. Como exceções Rantanen e Kortela (2006), desenvolveram avaliações do grau de compactação e tempos de residência em digestor contínuo convencional. Uusitalo (2006), avaliou a compactação da coluna de cavacos em aplicação industrial de cozimento contínuo *downflow* LO-SOLIDS™. Foi avaliado modelos para bétula escandinava e *pinus spp* em que foram modelados as pressões de cavaco e suas frações de volume, bem como a velocidade destes e o número kappa, usando dados de aplicação de cozimento contínuo. Utilizando esses modelos, foi possível calcular os tempos de residência nas diferentes zonas de digestor. Os cálculos foram comparados com a produção e com tempos de residência industrial.

Do ponto de vista operacional, o tempo de residência é o mais difícil de controlar, pelas dificuldades de controle do nível de cavaco. Este é um problema de controle típico e fundamental para controlar o tempo de residência (LINDGREN *et al.*, 2005).

As interações entre estes fatores e o número kappa são particularmente complexas durante condições de processo não estacionário. Para explicar estas interações, Michelsen (1996) desenvolveu um modelo dinâmico usando os princípios de fenômenos de transporte de momento, massa e energia, mostrando efeitos do nível de cavaco, tempo de residência, grau de compactação e número kappa. Todas as avaliações acima descritas foram consideradas para situação estacionária, isto é, em produção sem interferências de continuidade.

Uma das dificuldades operacionais em digestores de grande porte é justamente quando o reator sai do equilíbrio contínuo, ou seja, como identificar as falhas, seus diagnósticos fora da situação padrão.

2.8 - Diagnóstico de Falhas

O diagnóstico de falhas dos processos químicos é um fator importante no controle de qualidade dos processos. Em sistemas de grande escala, cada componente tem sua própria tarefa e todo o sistema funciona satisfatoriamente, somente se todos os componentes do conjunto também estiverem adequados. Uma falha em um único componente, normalmente altera o desempenho global do sistema. Portanto, as falhas devem ser encontradas o mais rapidamente possível e as decisões que impedem a propagação de seus efeitos têm que ser executadas. Diagnósticos dos processos químicos são estudados em vários trabalhos. Dentre eles destacam-se, por exemplo, (DASH *et al.*, 2003) aqueles que abordam o diagnóstico de falhas baseado em padrões exibidos nos sensores de medição de variáveis de processo. Desenvolveu diagnóstico de falhas com base em inferência de processo com uma abordagem de lógica fuzzy, identificando as prováveis falhas com base em medida de semelhança entre as tendências observadas e a estimativa da magnitude de falhas utilizando a técnica de inferência multivariada. A lógica fuzzy (ou lógica difusa) baseia-se no conhecimento fisicamente interpretável com regras tipo “se – então”, fornecendo uma visão física no processo, permitindo uma inferência multivariada (KLIR, 1995; COSTA *et al.*, 2003). É um recurso amplamente utilizado na modelagem, identificação e controle dos processos industriais (MARRO *et al.*, 2003). As informações obtidas através de instrumentos de medição podem ser utilizadas para inferir o estado de operação de um processo. As imprecisões naturais podem levar a não reprodutibilidade das mesmas tendências. Para superar isso, uma abordagem de raciocínio de lógica fuzzy, é proposta para garantir robustez às incertezas inerentes.

Wise e Galager (1996), desenvolveram trabalhos através da Quimiometria, com a aplicação de métodos matemáticos e estatísticos para a análise de dados químicos. Ele define a Quimiometria como uma ciência das medições relativas feita em um sistema químico, através da aplicação de métodos da matemática ou estatística. Decorre desta definição que quimiometria é baseado em dados. O objetivo de muitas técnicas de quimiometria é a produção de um modelo empírico, derivado de dados, que permite estimar uma ou mais propriedades de um sistema de medições químicas. Em seu artigo, estes autores analisam a quimiometria como uma abordagem de acompanhamento de processos químicos e detecção de falhas. Estas abordagens dependem da formação de um modelo matemático-estatístico que se baseia em dados do processo histórico. Novos dados do processo podem ser comparados com os modelos de funcionamento normal, a fim de detectar uma mudança no sistema.

Típicas abordagens de modelagem confiam na análise dos componentes principais, por mínimos quadrados parciais e uma variedade de outros métodos quimiométricos.

Kourti *et al.* (1996), descrevem abordagens de estatística multivariada, que utilizam não só os dados de qualidade do produto (como as abordagens tradicionais), mas também os dados do processo disponíveis, com base em métodos de projeção multivariada. Apresenta um breve panorama destes métodos e ilustra a sua utilização para o acompanhamento do processo e diagnóstico de falhas, com aplicativos para processos contínuos industriais. A ênfase é colocada sobre as questões práticas que surgem quando se lida com dados do processo.

Da mesma forma, Mac Gregor e Kourti, (1995) e Wise e Gallagher, (1996), abordam modelos com aplicações de estatística multivariada, para aplicações em reatores contínuos e batelada.

2.8.1 - Diagnóstico de Falhas em Polpação Química

Várias aplicações industriais, como o processo de digestão contínua, são muito difíceis de modelar e controlar devido à natureza altamente não-linear do processo.

No campo da polpação química, não são muitos os artigos em relação a diagnóstico de problemas industriais, com maior raridade ainda para diagnósticos em distúrbios de compactação de cavacos.

Allison (1995), realizou uma das primeiras aplicações industriais de estratégia de controle multivariável contínua, em controle de nível de cavaco com base em controle preditivo generalizado (GPC). Fez comparações dos problemas de controle automático e controle manual do operador em relação às variáveis significativas de processo. Comparou o controle de nível através da velocidade do medidor de cavacos bem como da descarga do digestor. Concluiu que é possível controlar o nível de cavaco sem o ‘*input*’ de muitas variáveis através de um controle distribuído de processo.

Puranen (1999), em seu trabalho de lógica de detecção de distúrbios em digestores contínuos, desenvolveu um índice de distúrbios de processo, para identificar as variáveis operacionais do digestor em uma única variável. Com este índice, os operadores de processo seriam capazes de observar e antecipar situações críticas de processo. Isso foi feito através de medições de algumas variáveis, usando médias e combinações destas médias e seus desvios,

utilizando-se da lógica fuzzy. As variáveis de entrada para este índice foram o número kappa, a consistência de descarga, os níveis de licor e cavaco, e o diferencial de pressão das peneiras de extração.

Tervaskanto (2005), através de medidas de processo associadas a balanço de massas e lógica fuzzy, desenvolveu índices capazes de prever o grau de compactação da coluna de cavacos.

Ahvenlampi e Kortela (2005), desenvolveram trabalhos de investigação para melhorar o controle do número Kappa em aplicações de cozimento industrial. Identificou as perturbações no processo e falhas, em nível de controle operacional das variáveis manipuladas pelo operador, como temperaturas da zona de lavagem, os níveis de licor e cavaco, diferencial de pressão das peneiras, volume e temperatura de descarga da polpa e fluxos de extração. Utilizou sistema de agrupamento de todas estas variáveis através de lógica fuzzy e métodos estatísticos, visando monitoramento do processo e predição do número kappa, em uma instalação industrial em digestor com vaso de impregnação. Apresentou como vantagem, a facilidade de verificação dos parâmetros e eventuais correções no caso de mudanças no processo.

Puolakka (2005), em um contexto semelhante aos trabalhos de Puranen (1999) estudou os distúrbios de compactação da coluna de cavacos em escala industrial, através da criação de um índice de compactação. O objetivo do índice era observar as situações de falha, em situações de compactação anormal. Avaliou dados em escala industrial, em digestor em fase vapor com processo de cozimento convencional, com vaso de impregnação. O processo foi simplificado, suprimindo-se as circulações de licor. A mudança de matéria prima entre *hardwood* e *softwood* ocorre quase todos os dias. O digestor foi dividido em seis zonas D₁ a D₆ conforme indicado na Figura 45. No seu trabalho, o cálculo do índice foi baseado em medidas de processo e as variáveis de entradas foram a diferença entre o nível de licor e cavaco, a temperatura de extração e o diferencial de pressão das peneiras de extração.

O comportamento do índice é baseado no fato de que os distúrbios no movimento da coluna devem ser os primeiros observados como uma variação dos níveis de licor e cavaco. A zona de extração é uma região limítrofe entre o cozimento e lavagem, e no ponto de extração a diferença de densidade entre o cavaco e licor é menor. Devido a isso, a força que provoca o movimento da coluna de cavaco é baixa e o movimento da coluna poderá ser alterado facilmente. A temperatura de extração indica canalização de fluxo preferencial que também

causa distúrbios na compactação. Através de lógica fuzzy de histórico de dados, se registra os desafios do controle de kappa em relação a esta variação quando em cozimento de madeiras *hardwood* em relação às *softwood*.

Vários trabalhos de Dufor *et al.* (2004 e 2001), demonstram estratégias de diagnóstico para detecção e isolamento de falhas em um digestor contínuo. Os mesmos autores (2005) desenvolveram modelos e tecnologia computacional para simulação de diagnósticos em digestores contínuos através de redes neurais, com predição de densidade, umidade da madeira, e conteúdos de celulose, hemiceluloses, lignina etc. Diversas metodologias para detecção e isolamento de falhas são comparadas de precisão e potencial aplicação em tempo real. Avalia abordagem de redes neurais, para detecção de alterações do produto relacionadas com a qualidade. Desenvolveu também aplicações em mudanças na composição de matérias-primas através de uma abordagem de rede neural complementar. Faz comparações entre as vantagens e as limitações de cada método, como resultado do desenvolvimento de modelagem computacional integrada às aplicações de controle.

Ahvenlampi *et al.* (2005), desenvolveu o conceito DDS (Digester Diagnosis System), com um sistema para diagnóstico do digestor, através de uma combinação de vários índices e modelos. A Figura 53 indica as regiões do digestor, em que foram divididos em níveis hierárquicos:

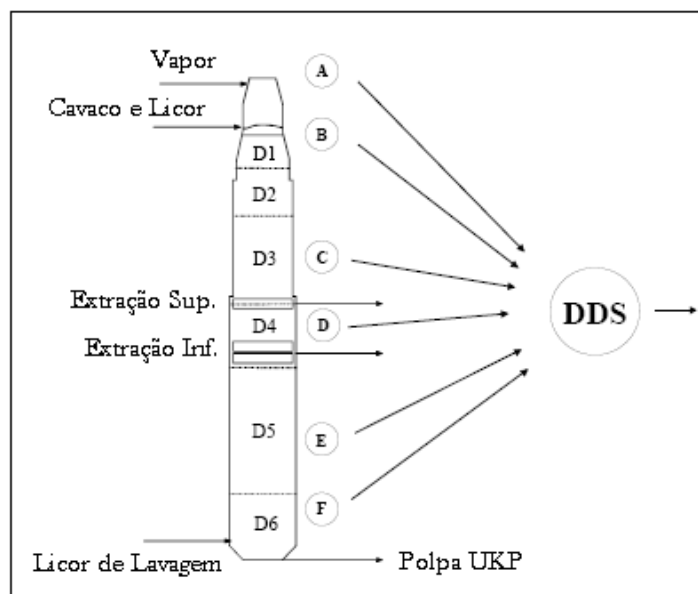


Figura 53: DDS: Sistema de Diagnóstico do Digestor proposto por Ahvenlampi *et al.* (2005).

O sistema é dividido em quatro níveis hierárquicos:

1. Nível das Medições

Variáveis medidas como temperatura, pressão, número kappa, níveis etc.

2. Nível do modelamento matemático

Perfis de temperatura e álcali, resultantes de regressão multivariada e redes neurais.

3. Nível dos índices (A, B, C, D, E, F, detalhado a seguir).

A composição dos índices é feita usando medições, modelos e métodos estatísticos, que foram gerados usando a lógica fuzzy. O nível do índice é dividido em seis índices da seguinte forma:

A. Índice de topo do digestor

É o índice da parte superior do digestor. Em sua obtenção é usado o número kappa e o desvio do nível de cavaco. Este índice indica o nível dos distúrbios dos cavacos na entrada do digestor.

B. Índice dos níveis

São usados neste índice, a diferença e os desvios dos níveis de cavaco e os níveis de licor. As condições anormais de compactação na região do topo do digestor são observadas a partir deste índice.

C. Índice residual

É resultante da diferença entre os resultados da modelagem e das medições (resíduos), que são utilizados na composição deste índice. O desenvolvimento da modelagem do cozimento pode ser visto a partir deste índice.

D. Índice de compactação

Mudanças de pressão e fluxo ao longo da superfície das peneiras são contabilizadas através deste índice, que vai refletir a compactação anormal na zona de cozimento.

E. Índice para a zona de lavagem

É o índice que representa a Zona de lavagem , utilizando as medições de temperatura nas paredes internas e externas digestor. É usado o desvio-padrão das temperaturas, podendo identificar problemas de fluxo preferencial de licor e outros distúrbios da zona de lavagem.

F. Índice para o fundo do digestor

É o índice que representa a região do fundo do índice digestor. As variáveis número kappa, temperatura e pressões são aplicadas e combinadas usando lógica fuzzy. Distúrbios de qualidade e da região de descarga são representados por este índice.

O sistema de diagnóstico digestor (DDS) recolhe informações gerando um índice total como uma combinação dos seis índices acima indicados.

3 - MATERIAIS E MÉTODOS

3.1 - Materiais

3.1.1 - Cavaco de Eucalipto

Foram utilizados cavacos de *Eucalyptus grandis* e *Eucalyptus urograndis*, de tamanho médio de 18 a 25 mm e densidade básica média entre 470 e 500 kg/m³. As toras de madeira que deram origem aos cavacos foram descascados em tambor descascador industrial para o caso do digestor 1, e descascados na floresta com equipamentos *harvester* para o caso do digestor 2.

3.1.2 - Digestor 1

Equipamento instalado em 1977 com tecnologia Kamyr, sendo posteriormente alterado para a tecnologia *Kobudo^{Mari}* (Figura 54 e Figura 55). Tem altura de 49,40 m, diâmetro de base de 6,10 m e capacidade de produção de 500.000 tSA/ano de polpa de eucalipto com número kappa 15-17, sendo a sua operação em fase vapor. Possui 227 diferentes instrumentos vinculados diretamente ao equipamento (sem contar os demais instrumentos das áreas próximas de responsabilidade do mesmo operador, como os instrumentos das áreas de peneiramento e lavagem). Tem como referência de produção normal, o dosador de cavacos operando em 60 RPM.

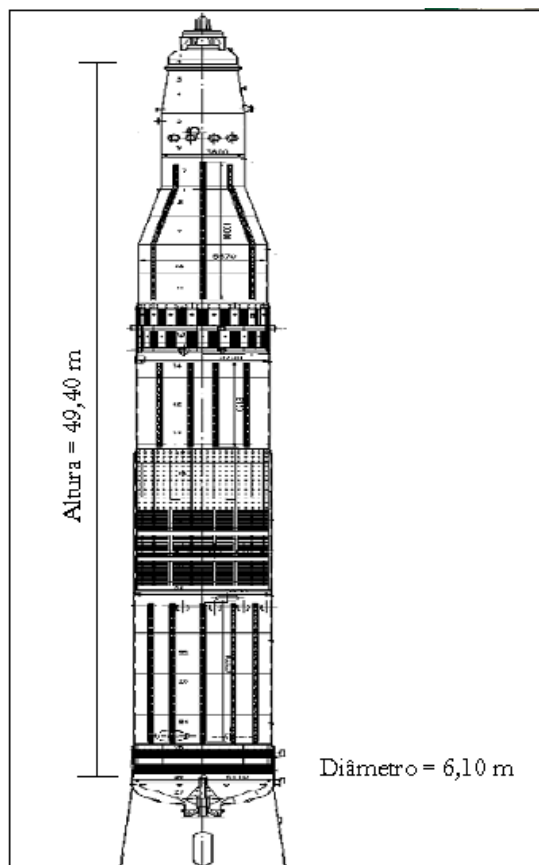


Figura 54: Digestor 1- Cozimento Industrial

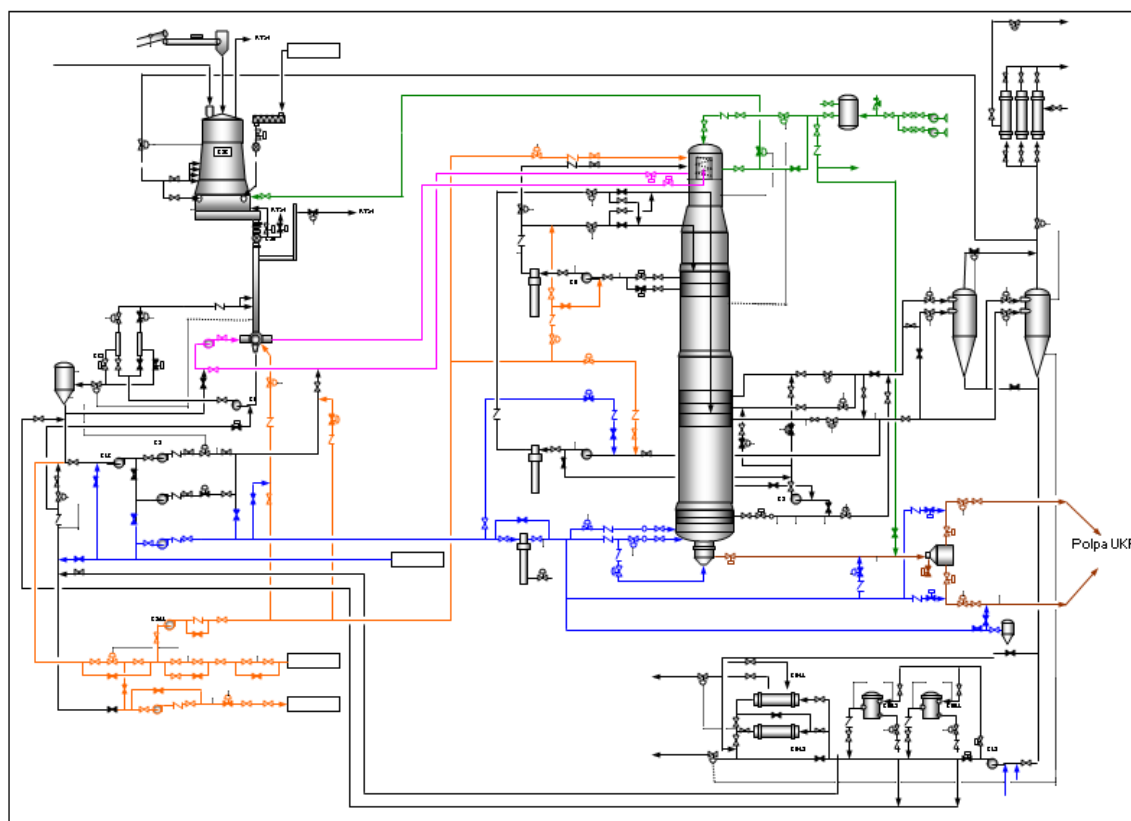


Figura 55: Digestor 1- Equipamentos auxiliares

3.1.3 - Digestor 2

Equipamento instalado em 1995 com tecnologia *Kvaerner ITC "Iso Thermal Cooking"* e, posteriormente, alterado para a tecnologia *Andritz "Lo Solids"* (Figura 56 - 58). Tem altura de 54,60 m e diâmetro de base de 7,60 m, com capacidade para produção de 700.000 tSA/ano de polpa de eucalipto de número kappa 15-17, sendo sua operação em fase vapor. Possui 264 diferentes instrumentos vinculados diretamente ao equipamento (sem contar os demais vinculados às áreas de peneiramento e lavagem controlados pelo mesmo operador). Tem como referência de produção normal, o dosador de cavacos operando em 40 RPM.

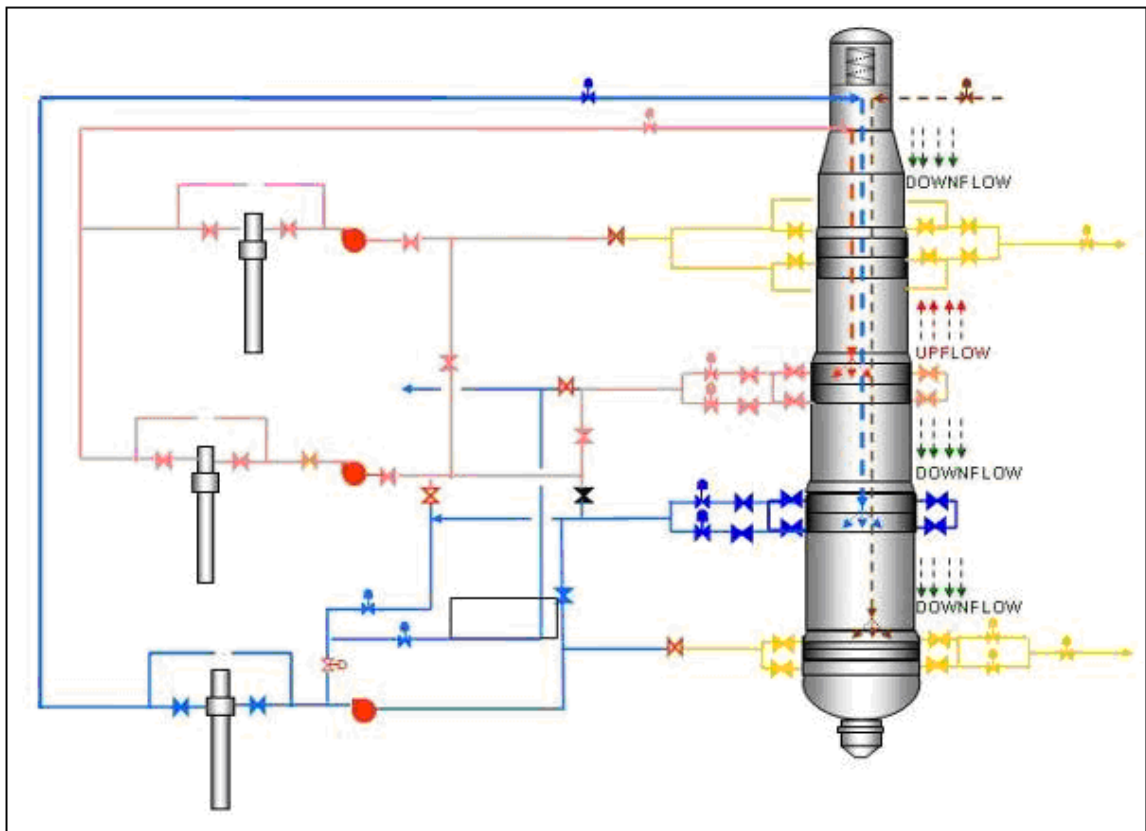


Figura 56: Digestor 2 - Cozimento Industrial

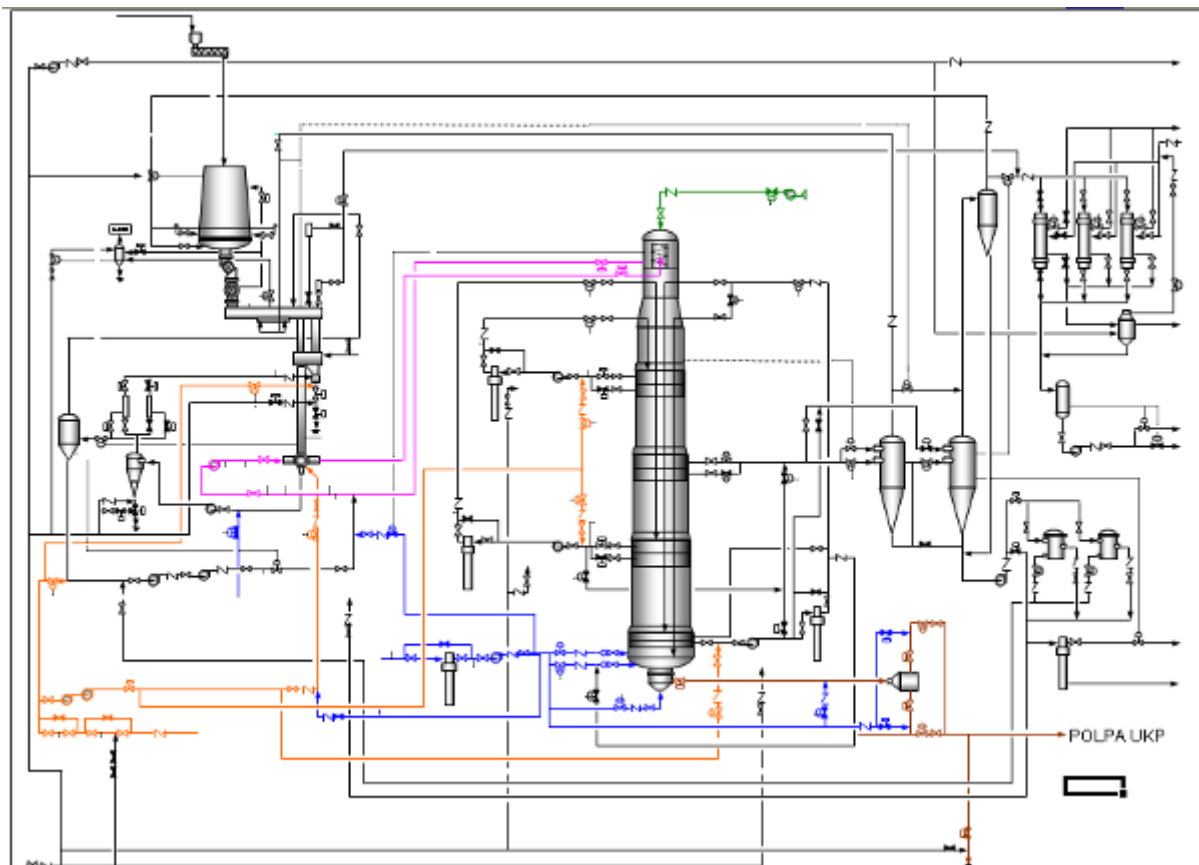


Figura 57: Digester 2 - Equipamentos auxiliares



Figura 58: Digester 2 - Detalhe das circulações/extração

3.2 - MÉTODOS

3.2.1 - Dados de Processo

Os dados de processo foram coletados em um período de quatro meses, com frequência de cinco minutos e, armazenados em um sistema PIMS (*Process Information Management System*) disponibilizados ao operador através do painel de controle SDCD (Sistema Digital de Controle Distribuído). Para simplificação da análise, foram considerados os dados com frequência de 15 minutos.

Foram desconsiderados os dados oriundos de produção com alimentador de cavaco operando abaixo de 20 RPM, que é uma condição de produção muito baixa, sendo atípica de continuidade operacional. Também foram eliminados os pontos *outliers*. Foram totalizados 11.174 observações para o digestor 1, e 11.308 observações para o digestor 2.

3.2.2 - Índice de Distúrbios de Compactação

Aos dados de processo, foram aplicados testes de lógica fuzzy para integração de um “Índice de Distúrbios de Compactação” que seja capaz de prever o grau de compactação e a estabilidade operacional do digestor.

O conceito do índice é representar em uma única variável, as diversas condições operacionais do equipamento, que tenham impactos nos distúrbios de compactação.

O objetivo é sinalizar ao operador, o desempenho operacional do digestor em um determinado momento, visando antecipar ações que possam minimizar problemas de compactação de cavacos.

O índice de distúrbio de compactação de cavacos gera uma estimativa ‘*on-line*’ do desempenho operacional do digestor. Se estiver elevado, é um indicativo de que o digestor está em equilíbrio instável, sugerindo antecipar ações corretivas do operador para minimizar perdas de produção e qualidade.

O índice, que é a somatória dos resultados do teste de lógica, atingindo um valor superior a 10, é uma referência do operador para que tome ações corretivas visando minimizá-lo, através da redução das variáveis manipuladas ou através da redução da produção.

3.2.3 - Composição do Índice de Distúrbios de Compactação

Foram selecionados onze variáveis de processo do cozimento, para a composição do Índice de Distúrbios de Compactação, assim distribuídas:

- Diferença de densidade dos cavacos:

Foi calculada pelo delta da densidade atual e da densidade anterior.

Esta variável tem a relevância de ser praticamente a única informação da matéria prima disponível ao operador de forma relativamente frequente, seja através das análises de laboratório ou de referências de instrumentos nas correias transportadoras de cavaco.

Havendo variação significativa nesta variável, há uma evidente tendência de variação nas características da matéria prima e no comportamento de compactação do digestor, conforme abordado por Michelsen (1995), apresentado no item 2.4.2 – Densidade dos Cavacos.

Foram consideradas como significativos valores absolutos de diferença acima de 10 unidades, e valores intermediários com diferença entre 5 e 10 unidades.

- Nível de cavaco através do apalpador

É o nível indicado pelo apalpador de cavacos (Figura 50A e 50B). Representa a referência mecânica da presença de cavaco na região delimitada do digestor, conforme detalhado no item 2.5 – Controle do nível dos Cavacos.

A elevação desta variável indica que a coluna não está com o movimento em equilíbrio de entrada e saída. Foram consideradas como significativos valores de nível acima de 94 %, e valores intermediários entre 90 e 94 %.

- Nível total de licor

Indica o nível de licor dentro do digestor. Sua variação tem informação relevante no balanço de fluxo de líquido dentro do digestor, e a garantia de que o cavaco esteja submerso (Figura 50). Valor muito alto desta variável é um indicativo de um balanço inadequado da relação líquido-madeira (item 2.4.5 – Relação líquido/madeira) ou de alterações nos fluxos de licor, ou dos fluxos de circulação e extração. Valores baixos desta variável são um forte indicativo de que o cavaco não esteja submerso e de alteração da pressão de cavaco no equilíbrio do digestor. São consideradas como significativos valores de nível abaixo de 83 %, e valores intermediários entre 83 e 84 %.

- Nível parcial de licor

Indica o nível parcial do licor a partir da região delimitada na parte superior. É a indicação que complementa as informações do nível total de licor. Foram consideradas como significativos valores de nível abaixo de 50 %, e valores intermediários entre 50 e 51 %.

- Vazão de extração de licor/RPM

Indica o volume de licor que é retirado do digestor para o sistema de recuperação química, em relação à produção. A variável é dividida pela rotação do dosador de cavacos, tendo em vista que os fluxos de extração são proporcionais à produção. Além da importância das duas variáveis anteriores, é um indicativo do desempenho das peneiras de extração (item 2.4.9 – Peneiras de Extração / Circulação). Baixo volume de extração significa instabilidade do sistema de extração. Conforme indicado na Figura 41 é importante um alto fluxo de extração. Foram consideradas como significativos valores abaixo de 9 m³/RPM, e valores intermediários entre 9,8 e 9,0 m³/RPM .

- Diferencial de pressão da extração

Complementa as informações da vazão de extração. Pode estar associado aos problemas de incrustações das peneiras, ou ainda de formação de canais preferenciais do licor (item 2.4.8 – Fluxo de Licor). Alto diferencial de pressão, é um indicativo de que a pressão interna do digestor está muito maior do que a parte externa, apresentando restrição ao fluxo de extração. Foram consideradas como significativos valores acima de 0,20 mmH₂O, e valores intermediários entre 0,18 e 0,20 mmH₂O.

- Diferencial de pressão da descarga

É um indicativo do perfil de pressão do digestor, e do grau de compactação da zona inferior do equipamento (item 2.3.5 – Compactação da Coluna de Cavacos). Foram consideradas como significativos valores acima de 0,00 mmH₂O, e valores intermediários entre -0,5 e 0,00 mmH₂O.

- Temperatura da descarga

É o principal indicativo de formação de canal preferencial do licor (item 2.4.8). Havendo temperaturas elevadas, significa que o licor não está processando adequadamente na zona de lavagem e resfriamento e principalmente de que não está ocorrendo uma homogeneização da suspensão de fibras e licor. Quando há problemas de retenção da coluna, a temperatura de descarga altera rapidamente para valores acima de 100 °C, ultrapassando o

ponto de ebulição, muitas vezes forçando o desvio dos equipamentos seguintes em pressão atmosférica, ou até mesmo o desarme do sistema de alimentação. Foram consideradas como significativos valores acima de 86°C, e valores intermediários entre 82 e 86°C.

- *Vazão de descarga/RPM*

É o indicativo se a vazão de descarga está proporcional à produção, ou se por algum motivo fez-se necessário aumentar a vazão para minimizar os efeitos de elevação do nível. É uma variável manipulada, visando controlar o nível de cavaco (item 2.5 – Controle do nível de cavacos). Vazões elevadas em relação à alimentação indicam um ‘esforço’ em reduzir o nível de cavaco pelo aumento da descarga. Vazões muito baixas desta variável indicam a ocorrência de que a coluna está *under-compacted*, com espaços vazios no interior do digestor. Foram consideradas como significativos valores acima de 8,3 m³/RPM, e valores intermediários entre 7,8 e 8,3 m³/RPM.

- *Corrente do raspador*

Complementa as informações do item ‘vazão de descarga’. Havendo uma baixa corrente do raspador, significa que não está ocorrendo uma compactação adequada na zona inferior do digestor, com produção de polpa em baixa consistência. É um indicativo de prisão da coluna em zona intermediária do equipamento e formação de canal preferencial de licor (item 2.4.8 – Fluxo de Licor). Foram consideradas como significativos valores acima de 120 *Amp*, e valores intermediários entre 115 e 120 *Amp*.

- *Temperatura da circulação*

É a referência do índice da temperatura da circulação da zona de cozimento. Um bom cozimento ocorre em baixas temperaturas de circulação. Temperaturas elevadas para correção do número kappa, indicam alteração do equilíbrio álcali/fator H, e normalmente acarretam instabilidades no digestor (item 2.4.12 – Temperatura de Cozimento). Foram consideradas como significativos valores acima de 168°C, e valores intermediários entre 166 e 168°C.

A cada uma destas variáveis, é verificado seu valor instantâneo e aplicado um teste de lógica tendo como resultado um valor numérico, que depende da grandeza da variável e dos limites de referência estabelecidos, conforme indicados no Quadro 1.

Vale registrar que os limites são dinâmicos, e podem ser modificados através da Estação de Engenharia de controle SDCD.

Quadro 1: Limites de Referência de Contribuição ao Índice de Distúrbios de Compactação

Item	Variáveis	Limites		
	Pontuação ao índice→	0	1	2
1(*)	<i>Diferença de Densidade (kg/m³)</i>	< 5	5 - 10	> 10
2	<i>Nível Apalpador Cavaco (%)</i>	< 90	90 - 94	> 94
3	<i>Nível Total do Licor (%)</i>	> 84	83 - 84	< 83
4	<i>Nível Parcial do Licor (%)</i>	> 55	50 - 51	< 50
5	<i>Fluxo Extração Licor (m³/RPM)</i>	> 9,8	9,8 - 9,0	< 9,0
6	<i>Diferencial Pressão Extração (mm H₂O)</i>	< 0,18	0,18 - 0,20	> 0,20
7	<i>Diferencial Pressão Descarga (mm H₂O)</i>	< -0,5	-0,5 - 0,0	> 0,0
8	<i>Temperatura Polpa Descarga (°C)</i>	< 82	82 - 86	> 86
9	<i>Fluxo de Descarga m³/RPM</i>	< 7,8	7,8 - 8,3	> 8,3
10	<i>Corrente do Raspador Fundo (Amp)</i>	< 115	115 - 120	> 120
11	<i>Temperatura Circulação Cozimento (°C)</i>	< 166	166 - 168	> 168

(*) – Para o digestor 2, a variável Diferença de Densidade foi pontuada ao índice com as faixas 0,0 / 0,5 / 1,0 para os mesmos limites indicados.

Os dados foram coletados a cada 5 minutos e compilados ao índice de distúrbios de compactação conforme as onze variáveis previamente indicadas. O resultado do índice de distúrbios de compactação é a soma destes valores numéricos atribuídos.

3.2.4 - Avaliações estatísticas dos dados compilados

Os resultados obtidos dos índices foram depurados e analisados estatisticamente através do *software SAS*, visando identificar a contribuição de cada variável no índice criado.

As variáveis das Tabelas e Figuras a seguir, referem-se àquelas indicadas no Quadro 1 e processadas no *software SAS*, identificadas conforme Tabela 3.

Tabela 3: Identificação das variáveis de processo nas equações

Item	Variável
TD	<i>Temperatura da Polpa Descarga (°C)</i>
VE	<i>Fluxo de Extração Licor (m³/RPM)</i>
VD	<i>Fluxo de Descarga m³/RPM</i>
NA	<i>Nível do Apalpador Cavaco (%)</i>
NP	<i>Nível Parcial do Licor (%)</i>
NL	<i>Nível Total do Licor (%)</i>
PEX	<i>Diferencial da Pressão de Extração (mm H₂O)</i>
AR	<i>Corrente do Raspador de Fundo (Amp)</i>
TC	<i>Temperatura de Circulação do Cozimento (°C)</i>
DD	<i>Diferença de Densidade (kg/m³)</i>
PD	<i>Diferencial de Pressão Descarga (mm H₂O)</i>
Y	<i>Índice de Distúrbios de Compactação</i>

4 - RESULTADOS E DISCUSSÃO

4.1 - Dados do Digestor 1

Conforme indicado na Tabela 4, o índice de distúrbios de compactação teve soma de 16663 e média amostral de 1,49. O intervalo de confiança obtida para a média populacional foi $1,46 \leq \mu_y \leq 1,52$, com 95 % de confiança.

Tabela 4: Estatísticas descritivas das variáveis do Índice de Distúrbios de compactação (Y) e intervalos de confiança

The SAS System					
Variable	N	Sum	Mean	Lower 95% CL for Mean	Upper 95% CL for Mean
TD	11174	7315.00	0.6546447	0.6408510	0.6684384
VE	11174	662.0000000	0.0592447	0.0540088	0.0644806
VD	11174	1878.00	0.1680687	0.1593001	0.1768374
NA	11174	554.0000000	0.0495794	0.0442394	0.0549193
NP	11174	126.0000000	0.0112762	0.0090531	0.0134992
NL	11174	2741.00	0.2453016	0.2357981	0.2548051
PEX	11174	0	0	.	.
AR	11174	167.0000000	0.0149454	0.0121031	0.0177877
TC	11174	906.0000000	0.0810811	0.0750790	0.0870831
DD	11174	2198.00	0.1967066	0.1877277	0.2056856
PD	11174	116.0000000	0.0103812	0.0077745	0.0129880
Y	11174	16663.00	1.4912296	1.4639488	1.5185105

Onde:

Variable - Variável

N - Número de Observações

Sum - Soma

Mean - Média

Lower 95% CL for Mean - Limite Inferior do intervalo de confiança para a média com 95 % de confiança.

Upper 95% CL for Mean - Limite Superior do intervalo de confiança para a média com 95 % de confiança.

A variável PEX apresentou problemas instrumentais em boa parte do período, apresentando contribuição zero na composição do índice Y. Por este motivo foi excluída da avaliação.

Na Tabela 5, é apresentada a distribuição de frequência dos valores do índice Y:

Tabela 5: Distribuição de frequência do Índice de distúrbios de compactação

Y	The SAS System		The FREQ Procedure	
	Frequency	Percent	Cumulative Frequency	Cumulative Percent
0	3276	29.32	3276	29.32
1	3280	29.35	6556	58.67
2	2265	20.27	8821	78.94
3	1330	11.90	10151	90.84
4	598	5.35	10749	96.20
5	248	2.22	10997	98.42
6	98	0.88	11095	99.29
7	38	0.34	11133	99.63
8	20	0.18	11153	99.81
9	8	0.07	11161	99.88
10	6	0.05	11167	99.94
11	1	0.01	11168	99.95
12	4	0.04	11172	99.98
13	2	0.02	11174	100.00

Onde:

Frequency - *Frequência*

Percent - *Percentual*

Cumulative Frequency - *Frequência acumulada*

Cumulative Percent - *Percentual acumulado*

É apresentada na Tabela 6 a correlação das variáveis com o índice Y. A variável TD foi a que apresentou maior correlação ($r=0,62$) com o índice Y.

Tabela 6: Correlação das variáveis com o Índice de Distúrbios de Compactação (Y)

	The SAS System				The CORR Procedure					
	Y	VE	VD	NA	NP	NL	AR	TC	DD	PD
Pearson Correlation Coefficients, N = 11174 Prob > r under H0: Rho=0										
	TD	VE	VD	NA	NP	NL	AR	TC	DD	PD
Y	0.62056 <.0001	0.37615 <.0001	0.49152 <.0001	0.34285 <.0001	0.24719 <.0001	0.40414 <.0001	0.25083 <.0001	0.24659 <.0001	0.36829 <.0001	0.27654 <.0001

Através do procedimento *stepwise*, tendo sido fixado um nível de até 10% de probabilidade, o ajuste foi perfeito incluindo todas as variáveis ($R^2 = 100\%$). Neste caso, como a variável dependente é a soma das variáveis, a equação ajustada para o índice é dada pela soma das variáveis integrantes do modelo como a seguir:

$$\hat{Y} = TD + VE + VD + NA + NP + NL + AR + TC + DD + PD$$

Na Tabela 7, é mostrado um resumo da seleção de equações de regressão pelo procedimento *stepwise*.

Tabela 7: Resumo da seleção da equação pelo procedimento *step wise*:

The SAS System		The REG Procedure			
Dependent Variable: Y		Stepwise Selection: Step 10			
Summary of Stepwise Selection					
Step	Variable Entered	Variable Removed	Number Vars In	Partial R-Square	Model R-Square
1	TD		1	0.3851	0.3851
2	NL		2	0.1637	0.5488
3	VD		3	0.1495	0.6984
4	DD		4	0.1048	0.8032
5	TC		5	0.0649	0.8681
6	NA		6	0.0475	0.9156
7	VE		7	0.0445	0.9600
8	PD		8	0.0276	0.9876
9	AR		9	0.0067	0.9943
10	NP		10	0.0057	1.0000

Onde:

Step - Passo

Variable Entereede - Variável de Entrada

Partial R-Square - R^2 Parcial / *Model R-Square* - R^2 do Modelo

As seis primeiras variáveis a entrarem no modelo foram TD, NL, VD, DD, TC e NA, com $R^2=91,56$. As últimas variáveis a entrarem no modelo foram VE, PD, AR, e NP, contribuindo apenas com 8,44% para a explicação da variação observada no índice.

Assim pode-se concluir que as últimas variáveis são menos importantes para a avaliação do índice. A equação ajustada para as seis primeiras variáveis acima foi:

$$\hat{Y} = 0,01125 + 1,02845*.TD + 1,12405*.VD + 1,12678*.NA + 1,10346*.NL + 1,13105*.TC + 1,01439*.DD$$

$$R^2 = 91,56 \%$$

(*) - Significativo ao nível de 1% de probabilidade pelo teste t de student.

As variáveis acima indicadas estão identificadas na Tabela 5.

4.2 - Dados do Digestor 2

Conforme mostrado na Tabela 8, o índice de distúrbios de compactação teve soma de 34333,5 e média amostral de 3,04. O intervalo de confiança para a média populacional foi

$$3,01 \leq \mu_y \leq 3,06 \text{ com } 95 \% \text{ de confiança.}$$

Tabela 8: Estatísticas descritivas das variáveis do Índice de Distúrbios de Compactação (Y) e intervalos de confiança:

The SAS System					
Variable	N	Sum	Mean	Lower 95% CL for Mean	Upper 95% CL for Mean
TD	11308	19219.00	1.6995932	1.6887584	1.7104281
VE	11308	123.0000000	0.0108773	0.0084648	0.0132897
VD	11308	6278.00	0.5551822	0.5423582	0.5680062
NA	11308	1985.00	0.1755394	0.1672320	0.1838469
NP	11308	1044.00	0.0923240	0.0853778	0.0992702
NL	11308	432.0000000	0.0382030	0.0339163	0.0424898
PEX	11308	67.0000000	0.0059250	0.0040213	0.0078287
AR	11308	3447.00	0.3048284	0.2922820	0.3173749
DD	11308	1694.50	0.1498497	0.1440955	0.1556039
TC	11308	0	0	.	.
PD	11308	44.0000000	0.0038911	0.0027175	0.0050646
Y	11308	34333.50	3.0362133	3.0116005	3.0608261

As variáveis acima são as mesmas indicadas na Tabela 4.

A variável TC estava com problemas de manutenção instrumental no período analisado. Por este motivo apresentou contribuição zero na composição do índice Y e foi excluída da avaliação.

Na Tabela 9, é apresentada a distribuição de frequência dos valores do índice Y:

Tabela 9: Distribuição de Frequência do Índice de Distúrbios de Compactação (Y)

The SAS System		The FREQ Procedure		
Y	Frequency	Percent	Cumulative Frequency	Cumulative Percent
0	146	1.29	146	1.29
0.5	22	0.19	168	1.49
1	624	5.52	792	7.00
1.5	103	0.91	895	7.91
2	2852	25.22	3747	33.14
2.5	452	4.00	4199	37.13
3	3566	31.54	7765	68.67
3.5	438	3.87	8203	72.54
4	1801	15.93	10004	88.47
4.5	244	2.16	10248	90.63
5	596	5.27	10844	95.90
5.5	53	0.47	10897	96.37
6	206	1.82	11103	98.19
6.5	20	0.18	11123	98.36
7	77	0.68	11200	99.04
7.5	9	0.08	11209	99.12
8	33	0.29	11242	99.42
8.5	9	0.08	11251	99.50
9	20	0.18	11271	99.67
9.5	2	0.02	11273	99.69
10	14	0.12	11287	99.81
11	6	0.05	11293	99.87
11.5	1	0.01	11294	99.88
12	9	0.08	11303	99.96
12.5	2	0.02	11305	99.97
13	1	0.01	11306	99.98
15	2	0.02	11308	100.00

As variáveis anteriores são as mesmas indicadas na Tabela 5.

É apresentada na Tabela 10 a correlação das variáveis com o índice Y. A variável VD foi a que apresentou maior correlação ($r = 0,54$) com o índice Y.

Tabela 10: Correlação das variáveis com o Índice de Distúrbios de Compactação (Y)

The SAS System		The CORR Procedure								
1 With Variables:	y									
10 Variables:	TD	VE	VD	NA	NP	NL	PEX	AR		
	DD	PD								
Pearson Correlation Coefficients, N = 11308 Prob > r under H0: Rho=0										
	TD	VE	VD	NA	NP	NL	PEX	AR	DD	PD
Y	0.17320	0.22398	0.54422	0.43321	0.46090	0.46208	0.25209	0.32947	0.29533	0.10446
	<.0001	<.0001	<.0001	<.0001	<.0001	<.0001	<.0001	<.0001	<.0001	<.0001

Através do procedimento *stepwise*, tendo sido fixado um nível de até 10% de probabilidade, o ajuste foi perfeito incluindo todas as variáveis ($R^2 = 100\%$). Neste caso,

como a variável dependente é a soma das variáveis, a equação ajustada para o índice é dada pela soma das variáveis integrantes do modelo como a seguir:

$$\hat{Y} = TD + VE + VD + NA + NP + NL + PEX + AR + DD + PD$$

Na Tabela 11, é apresentado um resumo da seleção de equação de regressão pelo procedimento stepwise:

Tabela 11: Resumo da seleção da equação procedimento *step wise*

The SAS System		The REG Procedure		
Model: MODEL1		Dependent Variable: Y		
Summary of Stepwise Selection				
Step	Variable Entered	Number Vars In	Partial R-Square	Model R-Square
1	VD	1	0.2962	0.2962
2	AR	2	0.2246	0.5208
3	NP	3	0.1367	0.6575
4	TD	4	0.1273	0.7847
5	NA	5	0.1179	0.9026
6	DD	6	0.0594	0.9620
7	NL	7	0.0216	0.9836
8	VE	8	0.0088	0.9924
9	PEX	9	0.0055	0.9979
10	PD	10	0.0021	1.0000

As variáveis acima são as mesmas indicadas na Tabela 7.

As seis primeiras variáveis a entrarem no modelo foram VD, AR, NP, TD, NA e DD com $R^2 = 96,20\%$. As últimas variáveis a entrarem no modelo foram NL, VE, PEX e PD, contribuindo apenas com 3,80 % para a explicação de variação observada no índice Y. Assim pode-se concluir que estas últimas variáveis são menos importantes para o índice Y.

A equação ajustada com as seis primeiras variáveis mais significativas foi:

$$\hat{Y} = 0,06210 + 0,94297*.TD + 1,03460*.VD + 1,01530*.NA + 1,53307*.NP + 1,05236*.AR + 1,04439*.DD$$

$$R^2 = 96,20\%$$

(*) - Significativo ao nível de 1% de probabilidade pelo teste t de student.

As variáveis acima indicadas estão identificadas na Tabela 4.

4.3 - Perdas de Produção

Os resultados do índice foram compostos em gráficos em Excel, sendo disponibilizados *on line* ao operador, para sua avaliação e tomada de decisão nas intervenções operacionais, para minimizar as perdas de produção. Os gráficos de linhas (Figura 59) indicam a curva do ritmo de produção e a curva do índice Y de distúrbios de compactação. Na mesma figura os gráficos de colunas indicam o valor e as variáveis que estão contribuindo para a composição do índice naquele momento.



Figura 59: Visualização on line do Índice de Distúrbios de Compactação de Cavacos

Com a aplicação dos procedimentos operacionais de correção das variáveis de processo do digestor através do índice de distúrbios de compactação, foi verificada uma redução significativa das perdas de produção por distúrbios de compactação de cavaco no digestor. A Figura 60 indica o volume de perdas de produção de celulose, em um período de 12 meses “SEM-índice” (sem a utilização do aplicativo) com uma perda de aproximadamente 4.000 tSA, e um período de 12 meses “COM-índice” (com a utilização do aplicativo) com uma perda aproximada de 450 tSA. Ainda considerando que vários fatores podem propiciar maiores ou menores frequências de distúrbios de compactação de cavacos, a utilização do índice como referência para controles trouxe benefícios notáveis à estabilidade operacional e redução de perdas.

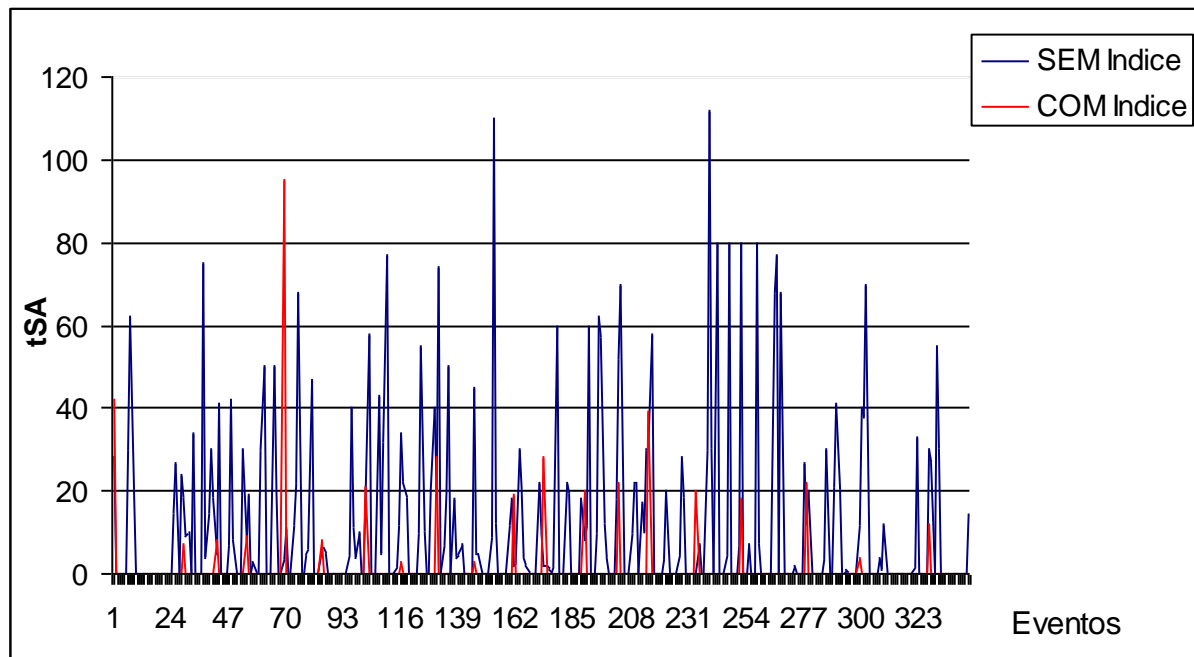


Figura 60: Variação das perdas de produção antes e após a utilização do aplicativo do índice de distúrbios de compactação.

4.4 - Comparativo entre os Digestores

O número de observações válidas foram muito próximas para ambos os equipamentos (11.174 e 11.308 para os digestores 1 e 2 respectivamente). O período de coleta de dados foi o mesmo e aplicados os mesmos limites de restrição.

Quanto à média do índice Y , observa-se que o digestor 1 apresentou aproximadamente a metade da média do digestor 2 (1,49 e 3,04 respectivamente). Isto é um indicativo de que o digestor 1 tem um equilíbrio operacional mais estável entre as variáveis quando comparado ao digestor 2. Esta referência é confirmada na avaliação do índice em valores elevados. Foi estabelecido como limite para intervenção manual, quando o índice Y atingir valor maior ou igual a 10. Como se observa na Tabela 5, houve 0,12 % das observações acima do limite de referência ($Y \geq 10$), equivalente a aproximadamente 03h30min em um período de 4 meses para o digestor 1. Quanto ao digestor 2, através da Tabela 9, observa-se que houve 0,31 % das observações acima do limite de referência de intervenção manual ($Y \geq 10$), equivalente a aproximadamente 09h30min em um período de 4 meses. Ou seja, praticamente o triplo do tempo.

Em uma avaliação preliminar, esperava-se o inverso, tendo em vista que a carga no digestor 1 ($2,156 \text{ tSA/h.m}^2$) é 11 % maior que no digestor 2 ($1,940 \text{ tSA/h.m}^2$).

Uma das prováveis razões para a maior estabilidade do digestor 1, se relaciona aos fluxos *upflow* presentes no digestor 2 e ausentes no digestor 1, característicos do processo Kobudo^{Mari} (Figura 18). A presença de licor em fluxo ascendente contribui para a redução da pressão da coluna de cavacos e incremento do empuxo do licor (HARKONEN, 1987; SALTIN, 1996; LEE e BENNIGTON, 2004), dificultando o movimento descendente conforme abordado no item 2.4.8 – Fluxo de Licor.

Observa-se que a variável à diferença de densidade (DD) apresentou média no digestor 1 de 0,199. Já no digestor 2 teve média de 0,150 (aproximadamente 33 % superior). Uma das contribuições neste aspecto é advinda do sistema do pátio de cavacos. O pátio que alimenta o digestor 1 tem o sistema “FIFO” (*First In First Out*), isto é, o primeiro cavaco produzido é o primeiro a ser alimentado ao digestor. A cada descarga de caminhões ou vagões é alimentado quase que diretamente ao digestor. Como as florestas da fábrica possuem raio médio acima de 150 km, com variações significativas de características edafo-climáticas, há naturalmente uma tendência maior de heterogeneidade do produto alimentado. O digestor 2 ao contrário, opera com o sistema LIFO (*Last In First Out*), isto é, o último cavaco produzido é o primeiro a ser alimentado ao digestor. Este sistema acarreta uma melhor homogeneização do cavaco alimentado, pela própria movimentação e mistura no pátio de estocagem, minimizando a tendência de heterogeneidade.

Para o digestor 1, foram seis as variáveis que correspondem a mais de 90% das interferências em Y : TD **Temperatura de Descarga** (°C), NL **Nível Total de Licor** (%), VD **Vazão de Descarga/RPM** (m³/RPM) , DD **Diferença de Densidade de Cavacos** (kg/m³), TC **Temperatura de Circulação** (°C) e NA **Nível do Apalpador de Cavacos** (%) conforme indicado na Tabela 8 pelos procedimentos de *step wise*.

Para o digestor 2, as variáveis que correspondem a mais de 95% das interferências também foram seis : VD **Vazão de Descarga/RPM** (m³/RPM), AR **Amperagem do Raspador** (Amp), NP **Nível Parcial do Licor** (%), TD **Temperatura de Descarga** (°C), NA **Nível do Apalpador de Cavacos** (%) e DD **Diferença de Densidade de Cavacos** (kg/m³) conforme indicado na Tabela 11.

4.5 - Avaliação das Variáveis de Processo

Verifica-se que quatro das seis variáveis mais relevantes acima indicadas estão presentes em ambos os equipamentos (**Vazão de Descarga/RPM, Temperatura de Descarga, Diferença de Densidade e Nível do Apalpador**).

Referências semelhantes com aplicação destas variáveis de outros autores, foram apresentados no item 2.8.1 – Diagnósticos de Falhas em Polpação Química.

Puranen (1999), selecionou cinco variáveis para o seu modelo. Considerou como relevantes o número kappa, consistência de descarga, os níveis de licor e cavaco, e o diferencial de pressão das peneiras de extração. Ahvenlampi e Kortela (2005), em suas investigações agruparam em uma, sete variáveis. Considerou como relevante as temperaturas da zona de lavagem, os níveis de licor e cavaco, diferencial de pressão das peneiras, volume e temperatura de descarga da polpa e fluxos de extração. Já Puolakka (2005), considerou três medidas de processo, que foram a diferença entre o nível de licor e cavaco, a temperatura de extração e o diferencial de pressão das peneiras de extração.

De uma forma geral, todos consideram como relevantes as informações do topo do digestor (representados pelo nível de cavaco e licor). Informações da zona intermediária (temperatura de circulação e diferencial de pressão), bem como as informações da zona inferior do digestor com suas variáveis da descarga, seja no número kappa, consistência, temperatura ou vazão. Apesar da importância do número kappa, por ser uma variável discreta e de obtenção demorada pelas análises do laboratório (resposta longa mesmo através dos analisadores automáticos), passa a ser uma variável pouco recomendável para ser utilizada, considerando a facilidade de obtenção das demais variáveis na zona de descarga.

Executar manutenção em equipamentos que envolvem a parte interna do digestor é muito difícil, tendo em vista a necessidade de se despressurizar, esvaziar e resfriar o digestor. Normalmente tais reparos são realizados durante as paradas gerais da fábrica ou em extremas necessidades. Por esta razão os instrumentos das variáveis PEX para o digestor 1 e TC para o digestor 2 estavam fora de operação no período analisado.

4.6 - Recomendações durante os Distúrbios de Compactação de Cavacos de Eucaliptos em Digestor Contínuo em Fase Vapor

Principais características de distúrbios de compactação da coluna de cavacos:

- Variações bruscas nos níveis parcial e total de licor.
- Elevação do nível de cavacos (nível muito alto).
- Elevação da pressão do topo do digestor.
- Elevação do diferencial de pressão das peneiras de circulações e extração.
- Redução da corrente do raspador de fundo (causado pela redução da consistência).
- Elevação súbita da temperatura de descarga (resultante da formação de canal preferencial de licor).

Tais ocorrências não necessariamente se apresentam simultaneamente. São referências para indicar que o digestor saiu do equilíbrio de entrada e saída do balanço de massa (licor, cavaco e polpa), e que está ocorrendo retenção da coluna de cavacos em algum ponto.

Depois de caracterizado o fenômeno de distúrbios de compactação de cavacos, são indicadas a seguir algumas recomendações visando facilitar o retorno do digestor para o equilíbrio da produção. Naturalmente, não são regras imperativas, mas referências de controle, cujas aplicações devem ser avaliadas conforme a situação do momento a ser utilizada:

- Dentro do possível, minimizar variações no cavaco alimentado. Manter as características de espécie, densidade, umidade, granulometria o mais uniforme possível.
- Importância especial deve ser dada à etapa de vaporização dos cavacos, garantindo temperatura e tempo de retenção nos equipamentos de pré-impregnação (MALKOV *et al.*, 2004). Importante verificar a adequada condição de saída dos gases de exaustão.
- Ajustar a relação líquido/madeira para valores próximos a 4,5, referência de igualdade de velocidade do licor e cavaco (MICHELSEN, 1995). Avaliar os efeitos nos níveis de licor, e condições de extração. Se necessário, reduzir a produção.
- Aumentar a pressão do topo (fazendo funcionar os compressores se já não estiverem operando), visando aumentar o deslocamento no fluxo vertical descendente (LEE, 2002).
- Eliminar as circulações que propiciem o movimento de licor *up flow*, visando aumentar o deslocamento no fluxo vertical descendente (ALLISSON, 1995).

- Eliminar o fluxo das circulações cujas peneiras estejam apresentando alto diferencial de pressão, permitindo que o fluxo de cavacos faça uma ‘limpeza’ nas paredes das peneiras (LEE, 2002).

- Reduzir a temperatura (respeitando os riscos de número kappa muito elevado). Compensar com álcali. Se necessário, reduzir a produção.

- Buscar cozimentos que resultem em um maior o número kappa, visando aumentar a porosidade, e diminuir o grau de compactação na base do digestor (BARTHYIA *et al.*, 2003, JANSOON *et al.*, 2008). Buscar este objetivo com moderação, pois o número kappa elevado para polpa de Eucaliptos (acima de 23) apresenta excesso de rejeitos, e dependendo das instalações de depuração UKP, pode comprometer significativamente sua operação, provocando entupimentos generalizados.

- Aumentar a diferença de nível de licor e cavacos (entretanto, sem perder a referência de ambos). O incremento desta diferença faz aumentar o grau de compactação na parte superior do digestor. Um maior grau de compactação da fase inicial acarreta uma maior uniformidade de cozimento, considerando as menores chances de formação de canal preferencial de licor (LAAKSO, 2008). Observar a corrente do separador de topo, para que não ocorra intertravamento por corrente alta.

- Controlar o nível de cavacos, através do dosador. Evitar o aumento na vazão de descarga acima da relação de produção, para evitar zonas do digestor ‘*under compacted*’. Se necessário, reduzir a produção.

- Minimizar os fluxos de licor de resfriamento na base do digestor, visando aumentar o deslocamento no fluxo vertical descendente (PUOLAKKA *et al.*, 2005). Avaliar as restrições de limite de temperatura de descarga. Se for o caso, desviar os mecanismos de intertravamento, avaliando suas consequências. O prejuízo da lavagem momentânea pode ser menor do que os efeitos duradouros de distúrbios de compactação de cavacos. Se necessário, reduzir a produção.

- Utilizar dos recursos de purgas e contra lavagens das peneiras de circulação, para garantir mínimo diferencial de pressão.

- Havendo tendência de equilíbrio, considerar a decisão de retomada dos ritmos normais da produção com moderação. Considerar o tempo de retenção por completo do digestor, para permitir a ‘substituição’ de todo o volume de cavaco que está fora do equilíbrio

do digestor. Este é um tempo de referência para a normalização da operação, depois de restabelecido a continuidade de níveis de licor e cavaco dentro das faixas de trabalho.

5 – RESUMO GERAL E CONCLUSÕES

Agrupar variáveis de processo relevantes é uma alternativa muito interessante para facilitar a visualização do desempenho do digestor e tomar ações preventivas para minimizar problemas. De uma forma geral, os digestores apresentam um número muito elevado de informações ao operador, e os recursos de alarmes e intertravamentos (não raramente insuficientes) são normalmente usados para ações corretivas.

Uma das mais críticas atividades do digestor contínuo, é o adequado controle do nível de cavaco, pela interferência das várias circunstâncias do processo. Tem significativa importância pela associação com o tempo de residência do reator, e todos os seus efeitos nas reações de deslignificação. Esta atividade é mais relevante no digestor em fase vapor, considerando a demanda de controle adicional do nível de licor.

É possível melhorar o controle do nível do cavaco e reduzir as perdas de produção e qualidade por distúrbios de compactação do leito de cavacos, através do agrupamento de variáveis em um índice conforme proposto, utilizando teste de lógica fuzzy com as variáveis - Diferença de densidade dos cavacos; Nível de cavaco através do apalpador; Nível total de licor; Nível parcial de licor; Vazão de extração de licor/RPM; Diferencial de pressão da extração ; Diferencial de pressão da descarga; Temperatura da descarga; Vazão de descarga/RPM; Corrente do raspador de fundo e Temperatura da circulação, e destas são referências mais significativas para atenção operacional a *Vazão de Descarga/RPM, Temperatura de Descarga, Diferença de Densidade e Nível do Apalpador*.

É relevante considerar a contribuição do fluxo contracorrente de licor para as ocorrências de distúrbios de retenção de cavacos. Havendo indícios de desequilíbrio e instabilidades, esta variável deve ser alterada o mais rápido possível.

Considerar a ação de controle de nível do cavaco através da vazão da descarga, como alternativa secundária, devendo ser evitada sempre que possível, devido às implicações negativas na formação de coluna *under-compacted* e a contribuição para estender o período de instabilidades.

Importante considerar a cultura local da fábrica, mas ao mesmo tempo buscar as melhores práticas disponíveis, mantendo treinamento contínuo da equipe operacional, visando aprimorar o conhecimento técnico dos envolvidos.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

Agarwal, N.; Gustafson, R.; A Contribution to the Modeling of Kraft Pulping. *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, V 75, February, 1997.

_____ ; On the Modeling of Kraft Pulping. *Tappi Pulping Conference, Proceedings*, 1993, p 1073-1081,.

Ahvenlampi, T.; Kortela U.; Clustering Algorithms in Process Monitoring and Control Application to Continuous Digesters. *Informatica* 29 (1), 2005, p 99-107.

Ahvenlampi T.; Rantanen, R. And Tervaskanto, M. Fault Tolerant Control Application For Continuous Kraft Pulping. In : 17th IFAC The International Federation of Automatic Control, *Proceedings*, 2006.

Ahvenlampi T. ; Tervaskanto, M. ; Kortela, U.; Diagnosis System for Continuous Cooking Process. In : 16th IFAC The International Federation of Automatic Control, *Proceedings*, 2005.

Ahvenlampi T.; Uusitalo M. Diagnosis Of Extraction Screen Plugging In Continuous Cooking Application. In : 17th IFAC The International Federation of Automatic Control, *Proceedings*, 2006.

Akhtaruzzaman, A.F.M.; Virkola, N.E. Influence of chip dimensions in kraft pulping. part 4. effect on screened pulp yield and effective alkali consumption; predictive mathematical models. *Paperi ja Puu* 61(12); 1979, p 805–814.

Allison, B. J.; Dumont, G.A; Novak, L. H. ; Cheetham, W.J. ; Adaptive-Predictive Control of Kamyr Digester Chip Level. *AIChE Journal* V. 36, No.7, 1990, p 075-1086.

Allison, B. J.; Roberts, C.; Generalized Predictive Control of Chip Level in Dual-Vessel Continuous Digesters. *Tappi Pulping Conference, Proceedings*. 1995, p 115-123.

Arasakesari, S.; Gustafson, R.; Berreth, P.; Using Pulping Models to Optimize Digester Performance. Tappi Engineering Conference, *Proceedings*, 1994, p 1013-1022.

Araújo, A ; Ferreira, J.A. ; Fernandes, N. ; Oliveira, P. ; Using splitting methods in continuous digester modeling, *Applied Mathematical Modelling* , 2007.

Bhartiya, S.; Dufour, P.; Doyle, F. J. III. Fundamental Thermal-hydraulic Pulp Digester Model with Grade Transition, *AIChE J.* 49 (2), p 411-425, 1996.

Bofeng, M., Improved modified kraft cooking. Part 6: On the chemicals and water balances for the modified vapor-phase cook. *Tappi J.* 1979 V.5 p 188-196.

Bryce, J.R. ; Vapour phase digestion. Domtar ltd. Canada, Pat. CA727011. 1963.

Clayton, D.W. ; In “The Pulping of Wood” V 1 cap 8 The Chemistry of Alkaline Pulping McGraw Hill , 1969, p 347-438.

Correia, F.M. ; Henrique, P.M. ; Donato, E. M ; Aumento do Rendimento do Digestor Contínuo Fase Vapor Através da Alteração do Perfil de Temperatura. 33º Congresso da ABTCP-TAPPI, SP , 2000.

Correia, F.M. ; New Concept of Cooking in Retrofit of Digester : CENIBRA Mill Experience”. 7th Brazilian Symposium on the Chemistry of Lignins and Other Wood Components. BH MG – *Proceedings*. 2001.

Costa, A. ; Rodriguez, A.G. ; Simas, E.P.L.; Araujo, R.S.; *Lógica Fuzzy : Conceitos e Aplicações*. In : Workshop de. Software Livre, v.4., 2003, Porto Alegre (RS). Anais Eletrônicos. Disponível em http://www.inf.unisinos.br/~cazella/dss/fuzzy_relatorio.pdf, Acessado em 25/01/2010.

Dahlquist, E. ; Process Simulation for Pulp and Paper Industries: Current Practice and Future Trend. *Chemical Product and Process Modeling*. V. 3, Issue 1, Article 18, 2008.

D'Almeida, Maria Luiza O. *Tecnologia de fabricação de pasta celulósica. V 1*. SENAI-IPT, SP, 1981. 492p

Dash, S.; Rengaswamy, R.; Venkatasubramanian, V. ; Fuzzy-logic based trend classification for fault diagnosis of chemical processes. *Computers & Chemical Engineering*, 27, 2003, p 347-362.

Dufour, P.; Bhartiya, S. ; English, T.J. ; Gaztke, E.P. ; Dhurjati, P.S. ; Doyle III, F.J. ; Faults detection of the continuous pulp digester. 4th Workshop on on-line fault detection and supervision in the chemical process industries (CHEMFAS - 4), 2001, *Proceedings* p 106-111, South Korea.

Dufour, P.; Bhartiya, S. ; Dhurjati, P.S. ; Doyle III, F.J. ; A Neural Network Approach for Diagnosis in a Continuous Pulp Digester, *Digester Workshop*, EUA , 2001.

_____ ; Neural network-based software sensor: Data set design and application to a continuous pulp digester; *Control Engineering Practice*, ISSN: 0967-0661, 13(2), 2005 , p 135-143.

Dunbar, T., Method and apparatus for continuous cooking of fibrous material. U.S. Pat. 1,679,336. 31.7, (1928).

Engineers Edge (2006). Coefficient for static friction of steel. http://www.engineersedge.com/coefficients_of_friction.htm acessado em 20/01/2010.

Enqvist, E. ; Impregnation, vapor phase and methanol as means of intensifying the softwood Kraft pulping process. Helsinki University of Technology , *PhD Thesis*, Finlandia, 2006.

Fernandes, N.C.; Castro, J.A.A.M. ; Steady-state simulation of a continuous moving bed reactor in the pulp and paper industry, *Chem.Eng. Sci.* 55 (2000), p 3729–3738.

Foekel, C.; O Processo de Impregnação dos Cavacos de Madeira de Eucalipto pelo Licor Kraft de Cozimento , 2009.

Disponível em http://www.eucalyptus.com.br/eucaliptos/PT15_ImpregnacaoCavacos.pdf ,
acessado em 07/12/2009.

Gomide, J.L.; Polpa de celulose: química dos processos alcalinos de polpação. UFV,
Universidade Federal de Viçosa, 1979.

Gooding, R. W. ; Craig , D. F. ; The effect of slot spacing on pulp screen capacity. *Tappi Journal* , 1992, p 71-75 .

Gullichsen , J. ; Chemical engineering principles of fiber line operations. In: Gullichsen J &
Fogelholm CJ (eds) Chemical Pulping. Papermaking Science and Technology, Book 6A.
Fapet Oy, Finland, 2000, p 512-570.

Gullichsen, J.; Sundqvist, H.; On the Importance of Impregnation and Chip Dimensions on
the Homogeneity of Kraft Pulping, *Pulping Conference Proceedings*, 1995.

Gustafson, R. R.; Sleicher, C.A.; Mckean, W. T.; Finlayson, B.A.; Theoretical model of the
kraft pulping process. *Ind. and Eng. Chem. Process Design and Development* 22(1), 1983, p
87–96.

Halmevaara, K.; Hyötyniemi, H.; Managing Complexity In Large Scale Control Systems.
In : 17th IFAC The International Federation of Automatic Control, *Proceedings*. 2006

Harkonen, E.J.; A mathematical model for two-phase flow in continuous digester. *Tappi J.*, 70
(12), 1987, p 122-126.

He , P.; Salcudean, M.; Gartshore I.; Bibeau, E.L. ; Modeling of Kraft Two-Phase Digester
Pulping Processes, Engineering Conference. Tappi Engineering/Process and Product Quality
Conference, 1999, *Proceedings* , p 1407 – 1418

He, P. ; Modeling and simulation of kraft two phase digester pulping processes: Model
development and R&D. Notas de aula, disponível em
www.psl.bc.ca/downloads/ftp/digester/papers/paper.pdf acessado em 20/02/2010.

Hornig, A.J.; Mackie, D.M.; Tichy, J. ; Factors affecting pulp quality from continuous digesters. *Tappi Journal*, 70 (12) , 1987, p 75-79.

Jansson, J.; Grobler, F. ; Dahlquist, E. ; Model based control and optimization of continuous digester. *Tappi Journal*, July 2008.

Jansson, J.; Digester modelling for diagnostics and control .Ph D Thesis, Mälardalen University, Västerås, Sweden , 2009.

Kayihan, F., Bills, A., Hart, P., Mill application of a new continuous digester model. *AIChE Journal*, 51 (9), 2005, p 2489-2494.

Kleppe, P.J. ; Kraft Pulping. *Tappi Journal*, v 53 (1), 1970, p 35-47.

Klir, G. J. ; Yuan, B. ; Fuzzy Sets and Fuzzy Logic: Theory and Applications, Prentice. Hall, Upper Saddle River, NJ, 1995, 574 p.

Kourti, T.; Lee, J. ; Macgregor, J.F. ; Experiences with Industrial Applications of Projection Methods for Multivariate Static Process Control. *Computers chem. Engineering* V. 20. , 1996, p S745-S750.

Laakso, R. ; Stromberg, B.; Henricson K. ; Low Temperature Gas Phase Continuous Digester. US Patent 6 024 837, 2000.

Laakso, S.; Modeling of Chip Bed Packing in a Continuous Kraft Cooking Digester. *Dr. Sc. Thesis*, Helsinki University of Technology, Finland, 2008.

Lee, Q. F.; Fluid Flow through Packed Columns of Cooked Wood Chips. *M.Sc. Thesis*, University of British Columbia, 2002

Lee, Q. F. ; Bennington, C. P. J. ; The Effect of Particle Size Distribution on Pressure Drop through Packed Beds of Cooked Wood Chips. *The Canadian Journal Of Chemical Engineering* , V 83, 2005, p 755-763

_____ ; Liquid Flow through Packed Columns of Cooked Wood Cavacos. *Appita Journal*, 57 (3), 2004, p 218-223

Lindgreen, T.; Gustafsson, T.; Forsgren, H.; Johansson, D.; Ostensson, J.; Model Predictive Control of the Chip Level in a Continuous Pulp Digester, a Case Study. *Pulp & Paper Canada*, 106 (11), 2005, p 46-51.

Lindstrom M., Snekkenes, V. ; Cooking of cellulose pulp in a cooking liquor containing pre- evaporated black liquor , US Patent 7351306 2008.

Macgregor, J.F. ; Kourti, T. ;Statistical process control of multivariate processes. *Control Engineering Practice*, V 3, Issue 3, 1995, p 403-414

Malkov, S., Leavitt, A., Stromberg, B. Improved Understanding of Chip Steaming and Impregnation, Engineering, Pulping, and PCE&I Conference, 2004

Marcoccia, B. S.; Prough, J.R.; Engstrom, J. ; Gullichsen , J. ; Continuous cooking applications. In : Chemical engineering principles of fiber line operations. Gullichsen J & Fogelholm CJ (eds) *Chemical Pulping. Papermaking Science and Technology*, Book 6A. Fapet Oy, Finland, 2000.

Marcoccia, B .S.: Lo-Solids™ pulping: principles and applications VOL. 79: NO. 6 *Tappi Journal*. 1996

Marro, A.A ; Souza, A. M. C.; Cavalcante, E. R. S. ; Bezerra, G.S. ; Nunes, R. O. ; Lógica Fuzzy: Conceitos e aplicações . DIMAp / UFRN (2009), disponível em http://aquilesburlamaqui.wdfiles.com/local--files/logica-aplicada-a-omputacao/texto_fuzzy.pdf , acessado em 29/01/2010.

Metso Automation , *Pulp & Paper*, Issue 10/2005.

Michelsen, F.A.; A Dynamic Mechanistic Model and Mode-based Analysis of Continuous Kamyrdigester. *Dr. Ing. Thesis*, 1995, University of Trondheim, Norway.

Michelsen F.A.; Foss, B.A.; Modeling and Simulation of the Mass Flow and Reaction Kinetics in a Continuous Kamyr Steam/Liquor Phase Digester. *Modeling, Identification and Control*, 15 (1), 1994, p 33-53.

Miyanishi, T. ; Shimada, H. ; Improvement Of Pulp Strength And Yield By Computer Simulation Of Lo-Solids Kraft Cooking. *Tappi Journal*, v 84, n 6 , 2001.

O'Brian, H. ; SuperScreen Improves Runnability in Continuous Digesters. *Metso Fiber&Paper V 8, Issue 3*, 2006.

Patton, W.R. ; Batch vs Continuous , Which is better for Pulping Kraft ? In: *Pulping Processes – Mill Operations, Technology and Practices*. Cap 7 , Miller Freeman Publ., 1981

Puolakka, H_M.; Tervaskanto, M.; Ahvenlampi, T; Observation and Visualization of the Chip Compaction Disturbances in Digester. In: *Tappi Engineering, Pulping, Environmental Conference, Proceedings*, 2005.

Puranen, T.; Jatkuvatoimisen sellukeittimen häiriöntunnistus sumealla logiikalla. *Metso Automation Seminar*. Helsinki, Finland. *Proceedings*, 1999, p 406-411

Rantanen, R. ; Modelling And Control Of Cooking Degree In Conventional And Modified Continuous Pulping Processes. *Ph D. Thesis*, University of Oulo, Noruega, 2006.

Rantanen, R. ; Kortela, U. ; Identification of Residence Times in Conventional Continuous Kraft Cooking. 1^o Workshop on Applications of Large Scale Industrial Systems, Finland, *Proceedings*, 2006.

Richter, J. ; The history of Kamyr continuous cooking, Swedish Pulp and Paper Association , SPCI, Suécia, 1981, 58 p.

_____ ; Process and apparatus for continuous digestion of fibrous materials. U.S. Patent 2,474,862. 5.7, 1949.

_____ ; Method of digesting cellulosic material in steam phase. U.S. Patent 3,532,594. 6.10, 1970.

Robles, Y. A. M. ; Souza, L. C. ; Efeito da tecnologia de cozimento Kobudo^{mary}, Low-Solids e Batch na branqueabilidade da polpa obtida em escala laboratorial. RT 02/05, DEQUA CENIBRA, 2005.

Rydholm, S.A. ; Pulping Processes , Interscience Publishers, NY, 1965.

Saltin, J A predictive dynamic model for continuous digesters. In: Tappi Pulping Conference. Boston, EUA, 1992, *Proceedings* p. 261–268.

Sidrak Y., Model based optimization of Kamyr digester operation. *Tappi Journal*, 78 (3), 1995

Sjoholm, E. Characterisation of Kraft Pulps by Size-exclusion Chromatography and Kraft Lignin Samples by Capillary Zone Electrophoresis. Doctoral Thesis, 1999, Royal Institute of Technology.

Smook, G.A.; Handbook for Pulp & Paper Technologists . TAPPI/CPPA 1988.

Soderberg, J. ; Chip Dimensions : The Effects of Digester Operation. Tappi Fall Technical Conference, *Proceedings*, 2003.

Tappi Technical Information Sheet 0601-05 ; Standard terms used in the alkaline pulping process, 1997.

Tervaskanto M.; Ahvenlampi, T.; Kortela, U.; Diagnosis system for continuous cooking process. In: 16th IFAC The International Federation of Automatic Control, *Proceedings*. Prague, Czech Republic, 2005.

Tuomi, A.; SuperKit for improving the continuous cooking process. *Fiber_Paper, Magazine*, n° 205, 2005, p 20-22.

Uusitalo, M.; Ahvenlampi, T.; Modelling of Compaction and Residence Times in Continuous Cooking Application. In: EUROSIS, The European Multidisciplinary Society for Modelling and Simulation Technology. *Proceedings*, 2008.

Vroom, K.E.; The “H” factor : A means of expressing cooking time & temperature as a single variable. *Pulp and Paper Magazine Canadá*, 58 (3), 1957, p 228-231.

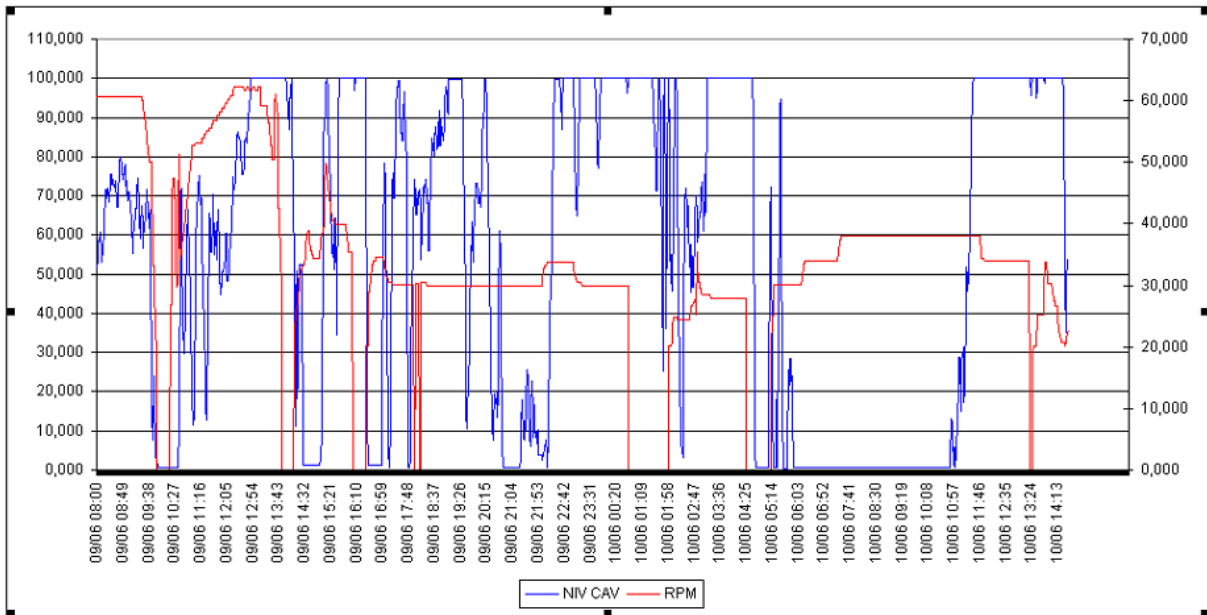
Wise B.M.; Gallagher N.B.; The process chemometrics approach to process monitoring and fault detection. *Journal of Process Control*, V 6, N° 6, 1996 , p 329-348.

Wisniewski, P.; Doyle, F.; Kayihan, F.; Fundamental Continuous-pulp Digester Model for Simulation and Control. *Alche Journal*, 43 (12), 1997, p 3175-3192.

www.psl.bc.ca/downloads/ftp/digester/papers/paper.pdf , acessado em 19/03/2010.

ANEXOS

ANEXO 1 – Exemplo de variação do nível de cavaco(%) e alimentação do digestor (RPM), em momentos de distúrbios de retenção de cavacos.



ANEXO 2 – Regressão StepWise DIGESTOR 1

The SAS System

The REG Procedure

Model: MODEL1

Dependent Variable: Y

Stepwise Selection: Step 1

Variable TD Entered: R-Square = 0.3851 and C(p) = .

Analysis of Variance

Sum of	Mean
--------	------

Source	DF	Squares	Square	F Value	Pr > F
Model	1	9312.51376	9312.51376	6996.54	<.0001
Error	11172	14870	1.33102		
Corrected Total	11173	24183			

Parameter Standard

Variable	Estimate	Error	Type II SS	F Value	Pr > F
Intercept	0.68777	0.01454	2978.48186	2237.75	<.0001
TD	1.22732	0.01467	9312.51376	6996.54	<.0001

Bounds on condition number: 1, 1

Stepwise Selection: Step 2

Variable NL Entered: R-Square = 0.5488 and C(p) = .

Analysis of Variance

		Sum of	Mean		
Source	DF	Squares	Square	F Value	Pr > F
Model	2	13272	6635.92329	6794.18	<.0001
Error	11171	10911	0.97671		
Corrected Total	11173	24183			

Parameter Standard

Variable	Estimate	Error	Type II SS	F Value	Pr > F
Intercept	0.40242	0.01324	902.81421	924.34	<.0001
TD	1.22796	0.01257	9322.15064	9544.47	<.0001
NL	1.16154	0.01824	3959.33281	4053.76	<.0001

Bounds on condition number: 1, 4

Stepwise Selection: Step 3

Dependent Variable: Y

Variable VD Entered: R-Square = 0.6984 and C(p) = .

Analysis of Variance

Source	DF	Sum of Squares	Mean Square	F Value	Pr > F
Model	3	16888	5629.43973	8620.52	<.0001
Error	11170	7294.32131	0.65303		
Corrected Total	11173	24183			

Parameter Standard

Variable	Estimate	Error	Type II SS	F Value	Pr > F
Intercept	0.28695	0.01093	449.78052	688.76	<.0001
TD	1.09631	0.01043	7216.63781	11051.0	<.0001
VD	1.22093	0.01641	3616.47262	5538.01	<.0001
NL	1.14711	0.01492	3860.90502	5912.31	<.0001

Bounds on condition number: 1.0298, 9.1788

Stepwise Selection: Step 4

Variable DD Entered: R-Square = 0.8032 and C(p) = .

Analysis of Variance

Source	DF	Sum of Squares	Mean Square	F Value	Pr > F
Model	4	19424	4855.90915	11396.4	<.0001

Error 11169 4759.00389 0.42609

Corrected Total 11173 24183

	Parameter	Standard			
Variable	Estimate	Error	Type II SS	F Value	Pr > F
Intercept	0.11727	0.00910	70.72857	165.99	<.0001
TD	1.07546	0.00843	6937.66367	16282.1	<.0001
VD	1.18789	0.01326	3419.81550	8026.03	<.0001
NL	1.12705	0.01205	3725.32307	8743.03	<.0001
DD	0.98524	0.01277	2535.31742	5950.19	<.0001

Dependent Variable: Y

Stepwise Selection: Step 4

Bounds on condition number: 1.0309, 16.261

Stepwise Selection: Step 5

Variable TC Entered: R-Square = 0.8681 and C(p) = .

Analysis of Variance

		Sum of	Mean		
Source	DF	Squares	Square	F Value	Pr > F
Model	5	20992	4198.45592	14696.9	<.0001
Error	11168	3190.36088	0.28567		
Corrected Total	11173	24183			

	Parameter	Standard			
Variable	Estimate	Error	Type II SS	F Value	Pr > F
Intercept	0.02506	0.00756	3.14256	11.00	0.0009

TD	1.04905	0.00691	6583.50294	23045.8	<.0001
VD	1.20436	0.01086	3513.84227	12300.4	<.0001
NL	1.14587	0.00987	3848.21769	13470.9	<.0001
TC	1.16119	0.01567	1568.64301	5491.10	<.0001
DD	1.02572	0.01047	2740.43604	9593.02	<.0001

Bounds on condition number: 1.0334, 25.39

Stepwise Selection: Step 6

Variable NA Entered: R-Square = 0.9156 and C(p) = .

Analysis of Variance

Source	DF	Sum of Squares	Mean Square	F Value	Pr > F
Model	6	22141	3690.10502	20179.8	<.0001
Error	11167	2042.01041	0.18286		
Corrected Total	11173	24183			

Dependent Variable: Y

Variable	Parameter Estimate	Standard Error	Type II SS	F Value	Pr > F
Intercept	0.01125	0.00605	0.63319	3.46	0.0628
TD	1.02845	0.00553	6313.49264	34526.2	<.0001
VD	1.12405	0.00875	3019.75308	16513.9	<.0001
NA	1.12678	0.01422	1148.35047	6279.90	<.0001
NL	1.10346	0.00792	3552.33705	19426.4	<.0001
TC	1.13105	0.01254	1486.90988	8131.36	<.0001

DD 1.01439 0.00838 2679.49235 14653.2 <.0001

Bounds on condition number: 1.0453, 36.747

Stepwise Selection: Step 7

Variable VE Entered: R-Square = 0.9600 and C(p) = .

Analysis of Variance

	Sum of	Mean			
Source	DF	Squares	Square	F Value	Pr > F
Model	7	23216	3316.59738	38318.4	<.0001
Error	11166	966.45886	0.08655		
Corrected Total	11173	24183			

Parameter	Standard				
Variable	Estimate	Error	Type II SS	F Value	Pr > F
Intercept	0.00241	0.00416	0.02906	0.34	0.5623
TD	0.97018	0.00384	5514.51316	63712.0	<.0001
VE	1.12614	0.01010	1075.55156	12426.4	<.0001
VD	1.02938	0.00608	2483.08498	28688.4	<.0001
NA	1.09182	0.00979	1077.10040	12444.3	<.0001
NL	1.09753	0.00545	3513.89991	40597.9	<.0001
TC	1.12781	0.00863	1478.39479	17080.7	<.0001
DD	1.01250	0.00577	2669.50206	30842.1	<.0001

Bounds on condition number: 1.0661, 50.514

Stepwise Selection: Step 8

Dependent Variable: Y

Stepwise Selection: Step 8

Variable PD Entered: R-Square = 0.9876 and C(p) = .

Analysis of Variance

Source	DF	Sum of Squares	Mean Square	F Value	Pr > F
Model	8	23884	2985.46781	111519	<.0001
Error	11165	298.89801	0.02677		
Corrected Total	11173	24183			

Variable	Parameter Estimate	Standard Error	Type II SS	F Value	Pr > F
Intercept	0.00185	0.00231	0.01715	0.64	0.4235
TD	0.98521	0.00214	5675.44269	212000	<.0001
VE	1.05519	0.00564	938.30713	35049.4	<.0001
VD	0.99385	0.00339	2304.41517	86078.8	<.0001
NA	1.02976	0.00546	953.16142	35604.3	<.0001
NL	1.07296	0.00303	3349.53813	125118	<.0001
TC	1.03143	0.00484	1216.83047	45453.3	<.0001
DD	1.00951	0.00321	2653.61398	99122.8	<.0001
PD	1.77257	0.01123	667.56085	24936.0	<.0001

Bounds on condition number: 1.0709, 66.347

Stepwise Selection: Step 9

Variable AR Entered: R-Square = 0.9943 and C(p) = .

Analysis of Variance

Source	DF	Sum of Squares	Mean Square	F Value	Pr > F
Model	9	24045	2671.68966	217027	<.0001
Error	11164	137.43352	0.01231		
Corrected Total	11173	24183			

The SAS System

The REG Procedure

Model: MODEL1

Dependent Variable: Y

Stepwise Selection: Step 9

Variable	Parameter Estimate	Standard Error	Type II SS	F Value	Pr > F
Intercept	-0.00445	0.00157	0.09869	8.02	0.0046
TD	0.99265	0.00145	5749.89814	467076	<.0001
VE	1.02092	0.00383	872.98830	70914.6	<.0001
VD	1.00132	0.00230	2337.27595	189862	<.0001
NA	1.02772	0.00370	949.36269	77118.6	<.0001
NL	1.06960	0.00206	3327.90255	270332	<.0001
AR	0.96952	0.00847	161.46449	13116.1	<.0001
TC	1.00097	0.00329	1138.53564	92485.5	<.0001
DD	0.99585	0.00218	2574.55882	209137	<.0001
PD	1.17547	0.00923	199.82197	16231.9	<.0001

Bounds on condition number: 1.5282, 92.956

Stepwise Selection: Step 10

Variable NP Entered: R-Square = 1.0000 and C(p) = .

Analysis of Variance

Source	DF	Sum of Squares	Mean Square	F Value	Pr > F
Model	10	24183	2418.26405	Infty	<.0001
Error	11163	0	0		
Corrected Total	11173	24183			

Parameter Standard

Variable	Estimate	Error	Type II SS	F Value	Pr > F
Intercept	2.07032E-16	0	2.13807E-28	Infty	<.0001
TD	1.00000	0	5822.03403	Infty	<.0001
VE	1.00000	0	835.34996	Infty	<.0001
VD	1.00000	0	2331.07069	Infty	<.0001
NA	1.00000	0	894.34437	Infty	<.0001
NP	1.00000	0	137.43352	Infty	<.0001
NL	1.00000	0	2638.37256	Infty	<.0001
AR	1.00000	0	171.57738	Infty	<.0001
TC	1.00000	0	1136.31409	Infty	<.0001
DD	1.00000	0	2595.22545	Infty	<.0001
PD	1.00000	0	140.07859	Infty	<.0001

Dependent Variable: Y

Stepwise Selection: Step 10

Bounds on condition number: 1.5762, 116.62

Variable selection terminated as the selected model is a perfect fit.

Summary of Stepwise Selection

Step	Variable Entered	Variable Removed	Number Vars In	Partial R-Square	Model R-Square	C(p)	F Value	Pr > F
1	TD		1	0.3851	0.3851	.	6996.54	<.0001
2	NL		2	0.1637	0.5488	.	4053.76	<.0001
3	VD		3	0.1495	0.6984	.	5538.01	<.0001
4	DD		4	0.1048	0.8032	.	5950.19	<.0001
5	TC		5	0.0649	0.8681	.	5491.10	<.0001
6	NA		6	0.0475	0.9156	.	6279.90	<.0001
7	VE		7	0.0445	0.9600	.	12426.4	<.0001
8	PD		8	0.0276	0.9876	.	24936.0	<.0001
9	AR		9	0.0067	0.9943	.	13116.1	<.0001
10	NP		10	0.0057	1.0000	.	Infty	<.0001

ANEXO 3 - Regressão StepWise DIGESTOR 2

The SAS System

The REG Procedure
Model: MODEL1
Dependent Variable: Y

Stepwise Selection: Step 1
Variable VD Entered: R-Square = 0.2962 and C(p) = .

Analysis of Variance

Source	DF	Sum of Squares	Mean Square	F Value	Pr > F
Model	1	5970.58163	5970.58163	4757.67	<.0001
Error	11306	14188	1.25494		
Corrected Total	11307	20159			

Variable	Parameter Estimate	Standard Error	Type II SS	F Value	Pr > F
Intercept	2.45632	0.01348	41681	33213.4	<.0001
VD	1.04451	0.01514	5970.58163	4757.67	<.0001

Bounds on condition number: 1, 1

Stepwise Selection: Step 2

Variable PR Entered: R-Square = 0.5208 and C(p) = .

Analysis of Variance

Source	DF	Sum of Squares	Mean Square	F Value	Pr > F
Model	2	10498	5248.95614	6142.16	<.0001
Error	11305	9661.00837	0.85458		
Corrected Total	11307	20159			

Variable	Parameter Estimate	Standard Error	Type II SS	F Value	Pr > F
Intercept	2.03959	0.01251	22718	26583.5	<.0001
VD	1.26932	0.01287	8309.63069	9723.66	<.0001
AR	0.95764	0.01316	4527.33065	5297.74	<.0001

Bounds on condition number: 1.0611, 4.2444

Stepwise Selection: Step 3

The SAS System

The REG Procedure

Model: MODEL1
 Dependent Variable: Y

Stepwise Selection: Step 3

Variable NP Entered: R-Square = 0.6575 and C(p) = .

Analysis of Variance

Source	DF	Sum of Squares	Mean Square	F Value	Pr > F
Model	3	13254	4417.96107	7232.49	<.0001
Error	11304	6905.03744	0.61085		
Corrected Total	11307	20159			

Variable	Parameter Estimate	Standard Error	Type II SS	F Value	Pr > F
Intercept	1.98517	0.01061	21396	35026.6	<.0001
VD	1.17798	0.01097	7046.61942	11535.8	<.0001
NP	1.32167	0.01968	2755.97092	4511.71	<.0001
AR	0.90225	0.01115	3996.73900	6542.92	<.0001

Bounds on condition number: 1.0777, 9.4868

Stepwise Selection: Step 4

Variable TD Entered: R-Square = 0.7847 and C(p) = .

Analysis of Variance

Source	DF	Sum of Squares	Mean Square	F Value	Pr > F
Model	4	15819	3954.81612	10300.7	<.0001
Error	11303	4339.65617	0.38394		
Corrected Total	11307	20159			

Variable	Parameter Estimate	Standard Error	Type II SS	F Value	Pr > F
Intercept	0.46251	0.02044	196.62241	512.12	<.0001
TD	0.85641	0.01048	2565.38127	6681.75	<.0001
VD	1.16156	0.00870	6847.99794	17836.2	<.0001

NP	1.63252	0.01606	3968.95533	10337.5	<.0001
AR	1.05813	0.00905	5252.76077	13681.3	<.0001

The SAS System

The REG Procedure
 Model: MODEL1
 Dependent Variable: Y

Stepwise Selection: Step 4

Bounds on condition number: 1.1169, 17.559

Stepwise Selection: Step 5

Variable NA Entered: R-Square = 0.9026 and C(p) = .

Analysis of Variance

Source	DF	Sum of Squares	Mean Square	F Value	Pr > F
Model	5	18196	3639.23262	20955.5	<.0001
Error	11302	1962.75756	0.17366		
Corrected Total	11307	20159			

Variable	Parameter Estimate	Standard Error	Type II SS	F Value	Pr > F
Intercept	0.20805	0.01392	38.81518	223.51	<.0001
TD	0.93832	0.00708	3049.46477	17559.5	<.0001
VD	1.04854	0.00593	5432.04676	31278.9	<.0001
NA	1.04161	0.00890	2376.89861	13686.7	<.0001
NP	1.55781	0.01082	3601.39455	20737.6	<.0001
AR	1.06483	0.00608	5319.04850	30628.3	<.0001

Bounds on condition number: 1.1279, 27.412

Stepwise Selection: Step 6

Variable DD Entered: R-Square = 0.9620 and C(p) = .

Analysis of Variance

Source	DF	Sum of Squares	Mean Square	F Value	Pr > F
Model	6	19393	3232.10604	47666.4	<.0001
Error	11301	766.28441	0.06781		
Corrected Total	11307	20159			

The SAS System

The REG Procedure

Model: MODEL1

Dependent Variable: Y

Stepwise Selection: Step 6

Variable	Parameter Estimate	Standard Error	Type II SS	F Value	Pr > F
Intercept	0.06210	0.00876	3.40322	50.19	<.0001
TD	0.94297	0.00442	3079.56706	45416.8	<.0001
VD	1.03460	0.00371	5284.27627	77931.4	<.0001
NA	1.01530	0.00557	2255.51243	33263.8	<.0001
NP	1.53307	0.00676	3485.26156	51399.9	<.0001
AR	1.05236	0.00380	5192.01699	76570.8	<.0001
DD	1.04439	0.00786	1196.47315	17645.3	<.0001

Bounds on condition number: 1.128, 38.944

Stepwise Selection: Step 7

Variable NL Entered: R-Square = 0.9836 and C(p) = .

Analysis of Variance

Source	DF	Sum of Squares	Mean Square	F Value	Pr > F
Model	7	19828	2832.58028	96742.7	<.0001
Error	11300	330.85866	0.02928		
Corrected Total	11307	20159			

Parameter Standard

Variable	Estimate	Error	Type II SS	F Value	Pr > F
Intercept	0.01773	0.00577	0.27629	9.44	0.0021
TD	0.98354	0.00293	3306.93869	112944	<.0001
VD	1.01175	0.00244	5023.73501	171578	<.0001
NA	1.01664	0.00366	2261.43767	77236.1	<.0001
NP	0.97448	0.00638	682.70383	23316.8	<.0001
NL	1.27150	0.01043	435.42575	14871.3	<.0001
AR	1.02791	0.00251	4921.96071	168102	<.0001
DD	1.03318	0.00517	1170.55276	39978.5	<.0001

Bounds on condition number: 2.2705, 69.584

Stepwise Selection: Step 8

The SAS System

The REG Procedure

Model: MODEL1

Dependent Variable: Y

Stepwise Selection: Step 8

Variable VE Entered: R-Square = 0.9924 and C(p) = .

Analysis of Variance

Source	DF	Sum of Squares	Mean Square	F Value	Pr > F
Model	8	20006	2500.69072	184200	<.0001
Error	11299	153.39488	0.01358		
Corrected Total	11307	20159			

Variable	Parameter Estimate	Standard Error	Type II SS	F Value	Pr > F
Intercept	0.00480	0.00393	0.02025	1.49	0.2220
TD	0.99081	0.00199	3352.61056	246952	<.0001
VE	0.99238	0.00868	177.46378	13071.9	<.0001
VD	1.01248	0.00166	5030.91789	370575	<.0001
NA	1.01323	0.00249	2245.94655	165435	<.0001
NP	0.96888	0.00435	674.79272	49704.9	<.0001
NL	1.14425	0.00719	344.17468	25351.8	<.0001
AR	1.02319	0.00171	4874.02753	359019	<.0001

DD 1.01171 0.00352 1119.21565 82440.9 <.0001

Bounds on condition number: 2.3263, 88.609

Stepwise Selection: Step 9

Variable PEX Entered: R-Square = 0.9979 and C(p) = .

Analysis of Variance

Source	DF	Sum of Squares	Mean Square	F Value	Pr > F
Model	9	20116	2235.06777	583038	<.0001
Error	11298	43.31068	0.00383		
Corrected Total	11307	20159			

The SAS System

The REG Procedure
Model: MODEL1
Dependent Variable: Y

Stepwise Selection: Step 9

Variable	Parameter Estimate	Standard Error	Type II SS	F Value	Pr > F
Intercept	0.02205	0.00209	0.42603	111.13	<.0001
TD	0.98668	0.00106	3322.94520	866822	<.0001
VE	1.02882	0.00462	190.32212	49647.3	<.0001
VD	1.00176	0.00088608	4899.80291	1278160	<.0001
NA	0.99532	0.00133	2153.53319	561769	<.0001
NP	0.99407	0.00231	707.40724	184534	<.0001
NL	1.03256	0.00388	272.15248	70993.5	<.0001
PEX	0.98605	0.00582	110.08420	28716.5	<.0001
AR	1.00940	0.00091107	4705.58561	1227496	<.0001
DD	1.00357	0.00187	1100.55251	287089	<.0001

Bounds on condition number: 2.3956, 110.2

Stepwise Selection: Step 10

Variable PD Entered: R-Square = 1.0000 and C(p) = .

Analysis of Variance

Source	DF	Sum of Squares	Mean Square	F Value	Pr > F
Model	10	20159	2015.89207	Infty	<.0001
Error	11297	0	0		
Corrected Total	11307	20159			

Variable	Parameter Estimate	Standard Error	Type II SS	F Value	Pr > F
Intercept	-1.5586E-15	0	2.10798E-27	Infty	<.0001
TD	1.00000	0	3366.20121	Infty	<.0001
VE	1.00000	0	179.19227	Infty	<.0001
VD	1.00000	0	4880.90361	Infty	<.0001
NA	1.00000	0	2171.45140	Infty	<.0001
NP	1.00000	0	715.45757	Infty	<.0001
NL	1.00000	0	253.67718	Infty	<.0001
PEX	1.00000	0	113.16434	Infty	<.0001
AR	1.00000	0	4575.28437	Infty	<.0001
DD	1.00000	0	1092.39553	Infty	<.0001
PD	1.00000	0	43.31068	Infty	<.0001

The SAS System

The REG Procedure

Model: MODEL1

Dependent Variable: Y

Stepwise Selection: Step 10

Bounds on condition number: 2.4105, 133.52

Variable selection terminated as the selected model is a perfect fit.

Summary of Stepwise Selection

Variable	Variable Number	Partial Model
----------	-----------------	---------------

Step	Entered	Removed	Vars In	R-Square	R-Square	C(p)	F Value	Pr > F
1	VD	1	0.2962	0.2962	.	4757.67	<.0001	
2	AR	2	0.2246	0.5208	.	5297.74	<.0001	
3	NP	3	0.1367	0.6575	.	4511.71	<.0001	
4	TD	4	0.1273	0.7847	.	6681.75	<.0001	
5	NA	5	0.1179	0.9026	.	13686.7	<.0001	
6	DD	6	0.0594	0.9620	.	17645.3	<.0001	
7	NL	7	0.0216	0.9836	.	14871.3	<.0001	
8	VE	8	0.0088	0.9924	.	13071.9	<.0001	
9	PEX	9	0.0055	0.9979	.	28716.5	<.0001	
	10	PD	10	0.0021	1.00			