

Otimização estatística de sistema de evaporação a múltiplos efeitos

MFN -0584

N CHAMADA:

TITULO: Otimização estatística de sistema de evaporação a múltiplos efeitos

AUTOR(ES): MEDEIROS, A.S.FOELKEL, C.E.B.ZORNITTA, S.

EDICAO:

IDIOMA: português

ASSUNTO: 03. recuperação / energia térmica

TIPO: Congresso

EVENTO: Congresso Anual da ABCP, 18

PROMOTOR: ABTCP

CIDADE: São Paulo

DATA: 18-22.11.1985

IMPRESSÃO: São Paulo, 1985, ABTCP

PAG/VOLUME: p.299-327, v.1

FONTE: Congresso Anual da ABCP, 18, 1985, São Paulo, v.1, p.299-327

AUTOR ENTIDADE:

DESCRIPTOR: licor preto

RESUMO:

OTIMIZAÇÃO ESTATÍSTICA DE SISTEMA DE EVAPORAÇÃO
A MÚLTIPLOS EFEITOS

Medeiros, A.S. CREA - 52.135-P
Foelkel, C.E.B. CREA - 3304-D
Zornitta, S.

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

0. Síntese

Com o objetivo de possibilitar melhores subsídios de controle e avaliação sobre o desempenho (eficiência) corrente do sistema de evaporação de licor preto fraco a múltiplos efeitos, procedeu-se à elaboração deste trabalho que consta de uma otimização do sistema de evaporação da Riocell, a partir da análise sobre as variáveis tidas como mais importantes a influenciar o rendimento do processo. Integram este estudo otimizador, análises fundamentadas no desenvolvimento de correlações lineares e múltiplas, programa operacional com os respectivos balanços de calor e massa, superfícies de resposta e tabelas de dupla-entrada, contendo os resultados principais extraídos das correlações efetuadas.

1. Introdução

A recuperação dos produtos químicos utilizados no processo de polpeamento e digestão da polpa celulósica em fábricas de celulose e papel que utilizam processo kraft representa uma parte vital no ciclo produtivo. Devido à necessidade de reposição do álcali utilizado no polpeamento, procede-se à recuperação da solução alcalina resultante que em virtude de sua coloração característica é denominada licor preto. Esta recuperação é levada a efeito tendo em vista a necessidade de se fazer com que o álcali (constituído principalmente por $NaOH$ e Na_2S) inicialmente introduzido para o tratamento dos cavacos de madeira alimentados no digestor, retorne provido de sua constituição inicial no término do ciclo regenerativo, bem como forneça calor suficiente para gerar energia térmica (vapor) que é utilizada no abastecimento energético do sistema global.

Visando elevar o índice de matéria orgânica (combustível) presente no licor preto fraco através do aumento de sua concentração (teor de sólidos totais), utiliza-se o processo de evaporação a múltiplos efeitos que visa remover a maior quantidade possível da água contida no licor preto introduzido no sistema. Os evaporadores de múltiplo efeito possuem a capacidade de concentrar o licor, inicialmente constituído com 10 a 15% de sólidos na solução (o restante é água), para um valor aproximado de 50% no último estágio de evaporação (em algumas fábricas a solução concentrada deixa o sistema após passar por um evaporador especial, denominado concentrador).

Com o intuito de buscar a maior produção de polpa aliada à melhor qualidade do produto final, ao menor custo possível e à minimização do índice de emissões indesejáveis ao meio ambiente, a Rio Grande Cia. de Celulose do Sul - Riocell, investe no setor de pesquisa e otimização de processos que visam aperfeiçoar as técnicas existentes através do detalhamento e análise individualizada de fatores incidentes sobre a eficiência (economia) de cada sistema. Sendo a recuperação dos produtos químicos um setor essencial em nossa empresa e mais especificamente a evaporação do licor preto fraco, devido ser o processo inicial e de evidente importância no ciclo regenerativo, será base para este estudo que analisa as inter-relações existentes entre as diversas variáveis que incidem sobre o desempenho corrente de um sistema de evaporadores com múltiplos efeitos.

Integram este estudo otimizante as análises fundamentadas no desenvolvimento de um programa operacional que calcula automaticamente os balanços de calor e massa nos diversos efeitos do sistema, a avaliação das inter-relações sofridas no processo por meio da utilização de correlações lineares e múltiplas e ainda a aplicação da técnica de superfícies de resposta aliada à incorporação de tabelas de dupla-entrada contendo as variáveis selecionadas a partir dos resultados advindos das correlações executadas.

Através do conhecimento prévio das variáveis principais a incidir sobre o desempenho do processo evaporativo, bem como sua faixa "ótima" de atuação, a operação poderá tomar as providências cabíveis, pela visualização direta no painel de controle, a fim de manter ajustado, estável e maximizado o sistema de evaporação do licor preto fraco com efeitos múltiplos.

2. Descrição do sistema de evaporação Riocell

A unidade de evaporação a múltiplos efeitos da Riocell é formada por cinco corpos de evaporadores do tipo Tubo Longo Vertical (LTV) conectados em série para formar um sistema de quádruplo efeito e um concentrador com circulação forçada (o licor parcialmente concentrado sobe nos tubos impulsionado por bombas). Cada efeito consiste de um elemento térmico (troca dor de calor) pelo qual passa o licor preto na parte interna dos tubos enquanto é aquecido com vapor na parte externa dos mesmos.

O princípio básico dos evaporadores de múltiplo efeito (EME) é a capacidade de diminuir o ponto de ebulição (P.E.) de um líquido pelo uso do vácuo. O vácuo baixa a pressão exercida sobre o líquido. Mediante um condensador de superfície e um ejetor se estabelece vácuo no quarto efeito da série e se retiram os vapores não condensáveis do sistema.

Os gases não condensáveis acumulados no elemento de aquecimento são provenientes do vapor da caldeira de recuperação e componentes gasosos no licor preto fraco alimentado e da dispersão do ar proveniente de equipamentos operando sob vácuo. Estes gases reduzem grandemente a eficiência da transferência de calor no elemento de aquecimento, e portanto, diminuem a capacidade do sistema de evaporação. Para prevenir a acumulação dos gases não condensáveis uma válvula de escape está localizada na parte de cima da carga do elemento de aquecimento.

Sabendo-se que o ponto de ebulição de um líquido varia com a pressão à qual está submetido, segue-se que se ajustando a pressão será produzida uma mudança correspondente no ponto de ebulição, pelo que pode ser controlado a certos limites práticos.

Estudando-se um EME, cada efeito não somente age como evaporador, mas também como caldeira, produzindo vapor para aquecimento ou ebulição dos efeitos conseqüentes e como condensador para os efeitos precedentes. Para melhor explicar estes dados, considerar-se-á o sistema de evaporação Riocell, representado no fluxograma a seguir.

Água é fluída através de todos os efeitos; o vapor da instalação de força motriz (vapor vivo) é introduzido na entrada de vapor do concentrador e do 1º efeito. Como o vapor transmite o calor através das paredes, é condensado. O calor que é transmitido ao líquido provoca sua ebulição. O líquido em ebulição, desprende vapor aquecido ou vapores. Este vapor segue para o trocador de calor do 2º efeito. Este procedimento é repetido em cada efeito e a pressão em dado efeito é mais baixa do que no efeito precedente. Portanto, no 1º efeito a pressão do espaço de vapor adquire o valor mais elevado, sendo que o quarto efeito (último da série) é o que possui a menor pressão no espaço de vapor, de forma que em um sistema de múltiplo efeito a diferença de pressão entre o vapor vivo e o condensador se estende ao longo de dois ou mais efeitos. Esta queda de pressão provoca uma diminuição do P.E. para o líquido naquele efeito particular. Por isto é que o vapor com baixo conteúdo de calor pode ebulir um líquido.

Cada efeito atua em si como um evaporador de efeito simples com uma queda de temperatura através de sua superfície de aquecimento correspondente à queda de pressão em dito efeito. Por conseguinte, tudo que se observa para um evaporador de efeito simples é aplicável a cada uma das unidades de um evaporador de múltiplo efeito. A numeração dos efeitos é independente da ordem que a alimentação de licor siga neles. No caso do fluxograma Riocell apresentado anteriormente, a alimentação diluída (licor preto fraco) entra no 3º efeito (alimentação mista) donde se concentra parcialmente e circula com alimentação direta até o 4º efeito onde é bombeado em sentido contra-corrente, passando pelos aquecedores internos do 3º e 2º efeitos, seguindo após para os efeitos iniciais até o concentrador. A solução concentrada (licor preto forte), conforme mencionou-se inicialmente, se extrai do concentrador mediante uma bomba (circulação forçada) sendo conduzida para o setor de oxidação.

2.1. Descrição do fluxograma Riocell

2.1.1. Fluxo de licor preto

O licor preto fraco proveniente da digestão da polpa é alimentado na parte inferior do 3º efeito e sua concentração na entrada é de aproximadamente 13% de sólidos. O licor sobe nos tubos e ao mesmo tempo é aquecido pelo vapor que penetra no efeito. O vapor penetrante condensa e o vapor resultante da ebulição do licor serve de elemento de aquecimento para o efeito seguinte. Quando o licor chega na parte superior dos tubos, o mesmo começa a borbulhar (ebulir) perdendo uma parte de água. O licor que deixa o 3º efeito possui uma concentração aproximada de 17% de sólidos, sendo transferido por fluxo direto para o 4º efeito. As temperaturas de entrada ($\pm 86^{\circ}\text{C}$) e saída ($\pm 80^{\circ}\text{C}$) do licor no 3º efeito, assim como nos demais, são registradas automaticamente.

A temperatura do licor na entrada do 4º efeito já é superior à temperatura de ebulição do mesmo. Se a temperatura estivesse abaixo, então seria necessário que o licor passasse primeiro por um pré-aquecedor, onde o mesmo seria aquecido até temperatura de evaporação deste efeito. O processo de passagem do licor para o 4º efeito é similar ao anterior e este sai do evaporador com uma concentração em torno de 23% de sólidos, sendo então, bombeado para o pós-aquecedor interno do 3º efeito e em seguida entra no 2º efeito, onde é concentrado até cerca de 30% de sólidos. Esta concentração é obtida após passagem pelo pré-aquecedor interno do 2º efeito.

O licor após deixar o 2º efeito, penetra no 1º efeito. Neste passo, existe internamente duas seções distintas A e B. Na seção A o licor passa inicialmente por um pré-aquecedor, entra no evaporador propria-

mente dito, saindo deste após circulação interna na seção B. Portanto, no 1º efeito o licor é concentrado duas vezes. Na saída do 1º efeito o licor atinge uma concentração de $\pm 37\%$ de sólidos.

Finalmente, o licor é bombeado para o concentrador que possui duas seções A e B de funcionamento semelhante ao efeito anterior, sendo concentrado até aproximadamente 49% de sólidos. Visando diminuir a tendência a incrustações (acúmulos de sólidos, entupimento), existe uma bomba de recirculação para circular o licor pelos tubos da seção do concentrador.

O "flash tank" do produto (licor preto forte) resfria o licor até perto ou abaixo de sua temperatura de ebulição na pressão atmosférica. Isto facilita o bombeamento e a estocagem e provoca uma recuperação do calor, aumentando a economia de vapor no sistema. A função principal do "flash tank" é libertar os vapores emanados do licor preto forte na saída do concentrador, reconduzindo-os ao processo.

2.1.2. Fluxo de vapor e condensado

Vapor vivo nominal de 4 ATA (cerca de 3 kgf/cm^2), que é o vapor de contrapressão dos turbogeradores, é adicionado ao concentrador e ao 1º efeito onde o licor é mais concentrado e necessita de um calor mais forte.

O evaporado do concentrador, mais o vapor do 1º tanque de condensado limpo, mais a água evaporada do 2º efeito formam o vapor de aquecimento do 3º efeito (fluxo normal).

O evaporado do 1º efeito, mais o vapor do 2º tanque de condensado limpo formam o vapor de aquecimento do 2º efeito.

O evaporado do 3º efeito é o vapor de aquecimento do 4º efeito e o evaporado deste é condensado no condensador de superfície. Este serve como escoadouro de calor dos evaporadores; pois, através da circulação de água fria pelos tubos do condensador se efetua a remoção do calor produzido.

A capacidade de produção do sistema de evaporação expressa em sólidos secos por hora, é diretamente proporcional ao fluxo combinado de vapor para o concentrador e 1º efeito. Segundo estudos realizados sobre o assunto, a distribuição de fluxo mais viável para este sistema seria de aproximadamente 20 a 25% da quantidade total de vapor vivo enviada ao concentrador e o restante ao 1º efeito.

Existem dois fluxos de vapor vivo que podem ser utilizados os fluxos normal e alternativo.

No primeiro, o vapor vivo que penetra no concentrador circula diretamente até a entrada do 3º efeito (dita, alimentação em paralelo com o 2º efeito), seguindo fluxo direto até o condensador. O vapor alimentado ao 1º efeito, segue fluxo crescente até o condensador de superfície.

O fluxo alternativo é aquele em que o vapor do concentrador circula diretamente até a entrada do 2º efeito (dita, alimentação em paralelo com o 1º efeito), seguindo fluxo normal até o condensador.

O condensado de vapor vivo é normalmente limpo, e retorna ao tanque de condensado na casa da caldeira. Conforme descrito no fluxograma apresentado, os condensados dos efeitos 2 e 3 (relativamente limpos) em parte são enviados para a lavagem da polpa no digestor e o restante vai para o tratamento de efluentes (via esgoto).

O condensado do 4º efeito (contaminado) segue para o tanque coletor de condensados de onde é bombeado para o "hot well" e em seguida enviado à coluna de destilação (via cisterna), digestor (lavagem da polpa) e tratamento de efluentes.

3. Desenvolvimento

A otimização do processo de evaporação do licor preto fraco consiste de um estudo abrangente e pormenorizado do sistema, onde todos os fatores com maior ou menor importância são analisados e relacionados de maneira a possibilitar ao operador maior segurança na detecção de problemas que ocasionalmente possam ocorrer no processo.

Este estudo teve início a partir da definição de um modelo específico e prático, elaborado em função das condições de operação e da estrutura termoquímica do equipamento, objetivando efetuar o cálculo dos balanços de calor e massa no conjunto de evaporadores de múltiplo efeito utilizados na Riocell. Estes balanços foram desenvolvidos a partir de dados operacionais extraídos dos boletins diários do setor e de tabelas das propriedades termodinâmicas do vapor saturado e da água. Em seguida, procedeu-se a elaboração de um programa operacional em linguagem BASIC, adaptado para o microcomputador pessoal IBM-modelo XT, visando determinar com rapidez, exatidão e segurança as incógnitas do processo; ou seja, em cada efeito determinou-se, dentre outros, a quantidade de água evaporada (t/h), o calor transferido ($Mcal/h$), a descarga e alimentação de licor (t/h), o coeficiente global de troca térmica ($Mcal/hm^2oC$) e, ainda, em termos globais, a economia (eficiência) resultante no sistema (t evaporados/ t vapor vivo).

Atualmente, já contando com o programa em funcionamento, tem-se a possibilidade de obter os resultados necessários num tempo total de 15 minutos, desde a informação dos dados de entrada, via telefônica, pela operação, passando pela digitação dos mesmos até a impressão final da listagem com os valores requeridos.

A seguir afixou-se um exemplo do modelo de impressão final (Quadro I) obtida a partir de um balanço térmico e material aplicado ao sistema de evaporação Riocell, em um dia e hora específicos.

QUADRO I - Balanço térmico evaporação desenvolvido via IBM-XT

BALANÇO TÉRMICO EVAPORAÇÃO		LISTAGEM MATRIZ					PAG.: 1
DATA PROC.: 02-01-1985		DATA REF.: 08-05-1984					HORA: 12 h
Var	L e g e n d a	Conc.	1	2	3	4	Var
1	Fluxo de vapor vivo (t/h)	18.00	51.00	-	-	-	1
2	Fressao do vapor vivo (kgf/cm ²)	2.70	3.00	1.96	0.96	0.54	2
3	Temp. do vapor vivo (oC)	129.00	133.00	119.00	98.00	83.00	3
4	Entalpia do vapor vivo (kcal/kg)	520.00	517.20	526.70	540.30	549.50	4
5	Fressao na cabeça de vapor (kgf/cm ²)	1.23	1.96	0.96	0.54	0.32	5
6	Temp. na cabeça de vapor (oC)	105.00	119.00	98.00	83.00	70.00	6
7	Entalpia do vapor extraído (kcal/kg)	535.80	526.70	540.30	549.50	557.30	7
8	Temp. do licor entrada (oC)	115.00	94.00	82.00	80.00	81.00	8
9	Temp. do licor saída (oC)	106.00	115.00	94.00	81.00	66.00	9
10	Dif. temp. vapor-licor saída (oC)	25.00	18.00	25.00	17.00	17.00	10
11	Temp. do licor após Eq. Int. (oC)	-	-	-	82.00	-	11
12	Temp. do Condensado (oC)	133.00	130.00	111.00	93.00	73.00	12
13	Superfície de aquecimento (m ²)	731.71	1493.30	1479.70	1595.40	2196.43	13
14	Calor específico do licor (kcal/kg)	0.83	0.87	0.89	0.92	0.91	14
15	Alimentação de licor (t/h)	99.87	143.23	181.90	318.00	263.88	15
16	Descarga de licor (t/h)	81.62	99.87	143.23	263.88	181.90	16
17	Sólidos (% entrada)	-	-	-	12.50	-	17
18	Sólidos (% saída)	46.70	-	-	-	-	18
19	Evaporação (t/h)	18.25	43.36	38.67	54.12	81.97	19
20	Calor transferido (Mcal/h)	9032.40	25454.00	22077.16	20862.04	29740.72	20
21	Coef. de troca térmica U (kcal/h m ²)	536.71	946.97	617.35	1064.20	796.48	21

Fluxo alimentação: 5000 l/min Economia: 3.4258 t evap./t v.v.

O estudo inicialmente empreendido no sistema gerou a elaboração de um relatório técnico descritivo do processo de evaporação Riocell³ e a execução de um total de 20 balanços de calor e massa a fim de fornecer subsídios à uma avaliação estatística confiável do sistema a ser analisado.

Como segunda etapa do processo de otimização, partiu-se para a relação de todas as variáveis que englobam o sistema de evaporação Riocell, integrando às mesmas, outras que eram produto da observação e conhecimento teórico-prático do sistema. Estas variáveis, num total de 116, foram divididas em grupos onde indicou-se sua procedência, denominação, bem como os valores inerentes ao dia e hora analisados. Entenda-se como grupos, as subdivisões de etapas ou condições similares do processo, tais como: vapor vivo, licor preto fraco do digestor e a evaporação, licor preto forte, os efeitos individuais, os acessórios (ejetor, condensador de superfície, "hot well") e as eficiências global e por efeitos. A relação completa das 116 variáveis integrantes do sistema de evaporação do licor preto fraco da Riocell, contendo ainda os valores de desvio padrão (DP), coeficiente de variação (CV), média e amplitudes totais inerentes aos valores máximos e mínimos obtidos, encontra-se expressa pelo Quadro II representado a seguir.

Após completadas todas as tabelas contendo os dados relativos às 116 variáveis discriminadas nas 20 medições realizadas, efetuou-se uma avaliação ampla do sistema onde resultou na seleção das variáveis tidas como mais importantes em relação à eficiência global a fim de observar como elas se inter-relacionam com as demais variáveis do processo. Foram escolhidas 15 variáveis e a partir destas ingressou-se na etapa seguinte do estudo qual seja a aplicação de correlações lineares sobre todas as variáveis analisadas visando confirmar em termos específicos o comportamento das variáveis selecionadas no inter-relacionamento com as restantes. As correlações lineares aplicadas ao processo estão fundamentadas na equação geral $y = a + bx$, reproduzindo a dispersão linear existente entre cada par de variáveis. Os termos componentes da equação geral descrita acima representam, respectivamente:

- y = variável resposta (dependente)
- a = parâmetro linear
- b = parâmetro angular (coeficiente de regressão)
- x = variável consequência (independente)

É válido ressaltar, neste contexto, que se y tende a aumentar proporcionalmente a uma elevação de x a correlação é dita positiva ou direta; e por outro lado se y tende a diminuir quando x aumenta, a correlação é denominada negativa ou inversa. As disposições tomadas pelas variáveis x e y e a consequente definição do nível de correlação obtido é atribuição direta do fator que mede o grau de correlação linear entre o par de variáveis analisado, sendo representado por " r ".

Devido à extrema inter-dependência vigente no processo de evaporação, decorrente da própria estrutura termodinâmica do sistema com múltiplos efeitos, as correlações lineares resultaram elevadas, ao nível de significância de 0,05%, em grande parte das interações sofridas. Desta forma, as 15 variáveis inicialmente escolhidas confirmaram sua marcante incidência sobre a eficiência global do processo e por conseguinte mereceram de nossa parte um trabalho estatístico mais apurado a fim de que se promova efetivamente a otimização do sistema, através da maximização dos parâmetros indicadores de economia de vapor (energia) na evaporação. As variáveis de análise selecionadas foram:

QUADRO II - Variáveis integrantes do sistema de evaporação Riocell

SEVOOG.BAS - SISTEMA DE EVAPORACAO					LISTAGEM MEDIA,DP,CV			JULHO/1985		PÁG: 1
VAR	MEDIA	D P	C V	MAX	MIN	AMP TOT DC	L E B E N D A			
1	19.400	4.430	27.033	25.0000	12.0000	13.0000 20	VAPOR VIVO		FLUXO CONCENTRADOR (t/h)	
2	50.050	4.404	8.661	56.0000	40.0000	16.0000 20	FLUXO 10.0.FEITO		(t/h)	
3	2.729	0.552	20.243	4.3330	2.1200	2.2130 20	RELACAO VAPOR 10.EF./CONC.			
4	3.740	0.649	17.359	5.0000	2.0000	2.2000 20	CONDUTIVIDADE		(Mc/cm)	
5	200.990	34.461	11.924	356.1000	220.9000	127.2000 20	LICOR FRACO DIGESTOR		FLUXO AOS TANQUES (t/h)	
6	12.765	0.322	2.520	13.2000	11.2000	1.5000 20	pH			
7	15.675	1.564	9.976	10.0000	12.2000	5.3000 20	ALCALI ATIVO			
8	15.850	0.933	15.954	7.0000	10.0000	3.0000 20	S.Br			
9	17.782	1.073	10.393	14.0000	10.5000	3.5000 20	TEOR DE SOLIDOS		(%)	
10	37.100	9.233	24.637	45.0000	24.0000	41.0000 20	LICOR FRACO EVAPORACAO		TANQUE 74-20 NIVEL X	
11	34.350	9.170	26.720	42.0000	22.0000	40.0000 20	TANQUE 74-21 NIVEL X			
12	320.494	21.372	6.506	368.0000	206.2000	82.6000 20	FLUXO DE ALIMENTACAO		(t/h)	
13	80.600	3.267	3.773	91.0000	80.0000	11.0000 20	TEMPERATURA		(o C)	
14	5.650	0.507	10.592	6.0000	4.0000	2.0000 20	o Be			
15	15.210	0.833	5.692	13.2000	10.0000	2.0000 20	TEOR DE SOLIDOS		(%)	
16	40.500	14.624	24.502	82.0000	19.0000	43.0000 20	LICOR PRETO FORTE		TANQUE 74-22 NIVEL X	
17	47.450	15.466	22.930	80.0000	44.0000	44.0000 20	TANQUE 74-23 NIVEL X			
18	102.700	2.557	2.490	106.0000	96.0000	10.0000 20	TEMPERATURA		(o C)	
19	20.500	1.020	6.376	33.0000	26.0000	7.0000 20	o Be			
20	40.813	1.018	2.016	51.2000	47.4000	3.0000 20	TEOR DE SOLIDOS		(%)	
21	2.147	0.355	16.524	2.9500	1.5000	1.4500 20	CONCENTRADOR		PRESSAO AOS VAPOR V. (kgf/cm2)	
22	121.530	5.206	4.269	133.0000	111.0000	22.0000 20	TEMPERATURA VAPOR VIVO		(o C)	
23	521.740	3.926	0.467	532.0000	517.2000	14.8000 20	ENTALPIA VAPOR VIVO		(kcal/kg)	
24	0.867	0.074	0.293	1.0000	0.7400	0.2600 20	PRESSAO CAB. VAPOR		(kgf/cm2)	
25	102.200	2.526	2.471	106.0000	95.0000	11.0000 20	TEMPERATURA CADEIA VAPOR		(o C)	
26	537.500	1.605	0.299	542.1000	530.2000	4.9000 20	ENTALPIA VAPOR EXTR.		(kcal/kg)	
27	113.250	2.468	2.170	117.0000	108.0000	9.0000 20	TEMP. ENTRADA LICOR		(o C)	
28	99.550	2.803	2.697	104.0000	92.0000	12.0000 20	TEMP. SAIDA DIREITA		(o C)	
29	98.650	2.346	2.370	103.0000	92.0000	11.0000 20	TEMP. SAIDA ESQUERDA		(o C)	
30	99.950	1.943	1.943	99.0000	99.0000	14.0000 20	DIF. VAPOR/LICOR SAIDA		(o C)	
31	124.200	5.454	4.391	155.0000	112.0000	23.0000 20	TEMPERATURA CONDENSADO		(o C)	
32	102.157	7.729	7.566	116.0000	89.6700	26.3800 20	ALIMENTACAO DE LICOR		(t/h)	
33	82.028	4.700	5.827	90.0000	75.1600	14.8700 20	DESCARGA DE LICOR		(t/h)	
34	40.024	2.173	5.429	42.0000	35.7760	7.0320 20	FLUXO SOL. SECOS DESCAR.		(t/h)	
35	20.120	4.294	21.330	26.0000	12.7900	13.2100 20	AGUA EVAPORADA		(t/h)	
36	9014.144	2201.355	22.430	12673.3000	6092.2400	6503.0600 20	CALOR TRUCADO		(Mcal/h)	
37	671.112	123.806	18.426	747.3000	480.0000	482.3000 20	COEF. GLOBAL		(kcal/hm2oC)	
38	99.950	0.222	7.653	3.2000	2.4000	0.8000 20	10.EFEITO		PRESSAO VAPOR VIVO (kgf/cm2)	
39	131.850	2.440	2.016	135.0000	126.0000	9.0000 20	TEMPERATURA VAPOR VIVO		(o C)	
40	517.959	1.034	0.354	522.0000	515.0000	4.2000 20	ENTALPIA VAPOR VIVO		(kcal/kg)	
41	1.973	0.134	2.489	2.0000	1.4000	0.5200 20	PRESSAO CAB. VAPOR		(kgf/cm2)	
42	117.650	2.519	2.141	121.0000	112.0000	9.0000 20	TEMPERATURA CADEIA VAPOR		(o C)	
43	527.615	1.659	0.314	531.5000	525.4000	5.9000 20	ENTALPIA VAPOR EXTR.		(kcal/kg)	
44	99.740	1.943	2.640	99.0000	99.0000	14.0000 20	TEMP. ENTRADA LICOR		(o C)	
45	113.700	2.452	2.156	117.0000	100.0000	9.0000 20	TEMP. SAIDA DIREITA		(o C)	
46	113.650	2.519	2.216	117.0000	107.0000	10.0000 20	TEMP. SAIDA ESQUERDA		(o C)	
47	10.150	0.013	4.470	20.0000	17.0000	3.0000 20	DIF. VAPOR/LICOR SAIDA		(o C)	
48	127.750	2.633	2.061	131.0000	122.0000	9.0000 20	TEMPERATURA CONDENSADO		(o C)	
49	145.900	10.481	7.184	162.6100	123.9400	30.6700 20	ALIMENTACAO DE LICOR		(t/h)	
50	102.157	7.729	7.566	116.0000	89.6700	26.3800 20	DESCARGA DE LICOR		(t/h)	
51	45.743	5.925	8.950	48.9200	34.2700	14.6500 20	AGUA EVAPORADA		(t/h)	
52	2541.740	2164.076	8.407	28043.0000	20149.2500	7913.0310 20	CALOR TRUCADO		(Mcal/h)	
53	939.264	90.219	9.605	1103.9600	749.8100	354.2500 20	COEF. GLOBAL		(kcal/hm2oC)	
54	0.906	0.672	7.287	1.1000	0.7500	0.3500 20	20.EFEITO		PRESSAO CAB. VAPOR (kgf/cm2)	
55	98.600	2.062	2.091	101.0000	93.0000	8.0000 20	TEMPERATURA CADEIA VAPOR		(o C)	
56	539.870	1.276	0.236	543.3000	530.4000	4.0000 20	ENTALPIA VAPOR EXTR.		(kcal/kg)	
57	62.250	1.410	1.714	64.0000	79.0000	5.0000 20	TEMP. ENTRADA LICOR		(o C)	
58	95.250	1.943	2.040	98.0000	90.0000	8.0000 20	TEMP. SAIDA LICOR		(o C)	
59	16.300	1.380	8.460	10.0000	13.0000	5.0000 20	DIF. VAPOR/LICOR SAIDA		(o C)	
60	111.650	2.434	2.180	115.0000	106.0000	9.0000 20	TEMPERATURA CONDENSADO		(o C)	
61	104.689	13.261	7.180	204.7400	154.6700	50.0700 20	ALIMENTACAO DE LICOR		(t/h)	
62	145.481	10.481	7.184	162.6100	123.9400	30.6700 20	DESCARGA DE LICOR		(t/h)	
63	30.785	3.453	8.950	33.8300	30.7500	3.0800 20	AGUA EVAPORADA		(t/h)	
64	23075.785	2026.315	8.781	27697.0000	18208.9000	7868.0990 20	CALOR TRUCADO		(Mcal/h)	
65	954.297	97.736	10.241	1154.3200	769.0000	385.3290 20	COEF. GLOBAL		(kcal/hm2oC)	
66	0.538	0.074	4.497	0.5700	0.4900	0.0800 20	30.EFEITO		PRESSAO CAB. VAPOR (kgf/cm2)	
67	83.850	1.461	1.742	86.0000	80.0000	6.0000 20	TEMPERATURA CADEIA VAPOR		(o C)	
68	548.990	0.879	0.160	551.3000	547.7000	3.6000 20	ENTALPIA VAPOR EXTR.		(kcal/kg)	
69	85.660	3.267	3.773	91.0000	80.0000	11.0000 20	TEMP. ENTRADA LICOR		(o C)	
70	79.450	1.943	1.606	82.0000	76.0000	6.0000 20	TEMP. SAIDA LICOR		(o C)	
71	14.300	2.452	17.148	18.0000	10.0000	8.0000 20	DIF. VAPOR/LICOR SAIDA		(o C)	
72	94.250	3.210	3.406	98.0000	86.0000	12.0000 20	TEMPERATURA CONDENSADO		(o C)	
73	82.250	1.410	1.714	84.0000	79.0000	5.0000 20	TEMP. ENTRADA LICOR		(o C)	
74	321.494	21.372	6.506	368.0000	286.2000	82.6000 20	ALIMENTACAO DE LICOR		(t/h)	
75	271.006	16.702	6.163	304.9600	237.1800	67.7800 20	DESCARGA DE LICOR		(t/h)	
76	40.024	2.173	5.430	42.0000	35.7750	7.0320 20	FLUXO SOL. SECOS ALIM.		(t/h)	
77	57.450	5.109	8.406	64.4800	49.0200	15.4600 20	AGUA EVAPORADA		(t/h)	
78	29622.660	3462.724	11.669	34229.5000	23429.5000	10829.0000 20	CALOR TRUCADO		(Mcal/h)	
79	1336.852	270.025	20.797	2161.3800	862.9800	1298.4000 20	COEF. GLOBAL		(kcal/hm2oC)	
80	0.007	0.007	0.200	0.2000	0.2000	0.0700 20	40.EFEITO		PRESSAO CAB. VAPOR (kgf/cm2)	
81	68.400	1.273	1.861	70.0000	66.0000	4.0000 20	TEMPERATURA CADEIA VAPOR		(o C)	
82	350.250	0.744	0.133	359.6000	357.3000	2.3000 20	ENTALPIA VAPOR EXTR.		(kcal/kg)	
83	79.950	1.469	1.636	82.0000	76.0000	6.0000 20	TEMP. ENTRADA LICOR		(o C)	
84	64.250	1.276	1.905	67.0000	62.0000	5.0000 20	TEMP. SAIDA LICOR		(o C)	
85	19.500	1.423	7.347	22.0000	17.0000	5.0000 20	DIF. VAPOR/LICOR SAIDA		(o C)	
86	71.050	8.745	12.300	77.0000	41.0000	36.0000 20	TEMPERATURA CONDENSADO		(o C)	
87	271.006	16.702	6.163	304.9600	237.1800	67.7800 20	ALIMENTACAO DE LICOR		(t/h)	
88	104.689	13.261	7.180	204.7400	154.6700	50.0700 20	DESCARGA DE LICOR		(t/h)	
89	84.317	6.522	7.567	102.6800	74.5600	27.5000 20	AGUA EVAPORADA		(t/h)	
90	31607.950	2008.274	8.825	35429.8000	26990.6000	8449.2010 20	CALOR TRUCADO		(Mcal/h)	
91	740.150	60.688	8.924	896.1300	646.5000	249.6300 20	COEF. GLOBAL		(kcal/hm2oC)	
92	3.205	0.590	10.313	4.3000	1.9000	1.9000 20	HOTWELL		FLUXO DE AGUA QUENTE (t/h)	
93	0.249	0.019	7.635	0.2900	0.2200	0.0700 20	EJETOR		PRESSAO AOS TANQUES (kgf/cm2)	
94	1946.160	259.701	13.244	2289.1000	1526.4000	761.2000 20	CONDENSADOR DE SUPERFICIE		FLUXO AOS REFRIGERACAO (t/h)	
95	20.250	1.060	9.166	23.0000	17.0000	6.0000 20	TEMP. ENTRADA DE AGUA		(o C)	
96	40.150	3.167	7.808	47.0000	35.0000	12.0000 20	TEMP. SAIDA DE AGUA		(o C)	
97	460.150	101.602	21.758	666.0000	321.0000	345.0000 20	AGUA E VAPOR		VAPOR VIVO P/ CONC. (t/dia)	
98	1197.250	85.727	7.163	1328.0000	1038.0000	290.0000 20	VAPOR VIVO P/ 10.EF.		(t/dia)	
99	2.444	0.442	10.842	4.3000	1.7000	1.7000 20	REL. DIA VAPOR V. 10.EF./CONC.			
100	1665.400	101.427	10.874	1979.0000	1373.0000	606.0000 20	VAPOR VIVO TOTAL		(t/dia)	
101	246.466	19.325	7.841	262.6600	211.0400	71.6200 20	EVAPORACAO TOTAL			
102	0.000	0.002	703.764	0.0030	-0.0020	0.0050 15	FICAO SOL. SECOS TOTAL		(t/h)	
103	3.528	0.190	5.695	3.9800	3.0000	0.9800 20				

1. Fluxo de vapor vivo ao concentrador (t/h)
2. Fluxo de vapor vivo ao 1º efeito (t/h)
3. Relação vapor vivo 1º efeito/concentrador
7. Álcali ativo licor fraco digestor (g/l)
12. Fluxo alimentação licor (t/h)
13. Temperatura do licor na entrada 3º efeito (°C)
15. Teor de sólidos do licor na entrada 3º efeito (%)
18. Temperatura licor na saída concentrador (°C)
21. Pressão absoluta do vapor vivo concentrador (kgf/cm²)
22. Temperatura vapor vivo concentrador (°C)
38. Pressão absoluta vapor vivo 1º efeito (kgf/cm²)
39. Temperatura vapor vivo 1º efeito (°C)
66. Pressão absoluta na cabeça de vapor 3º efeito (kgf/cm²)
67. Temperatura cabeça de vapor 3º efeito (°C)
76. Fluxo de sólidos secos alimentados (t/h)

A seguir relacionou-se algumas das correlações lineares obtidas, aplicadas à equação geral, a fim de melhor ilustrar as afirmações iniciais.

Relação de algumas equações selecionadas:

- a. Fluxo de vapor vivo alimentado no concentrador (t/h) =
 $36,113 + 0,760 \times \text{Fluxo de licor alimentado no 3º efeito (t/h)}$
 $r = 0,9009$
- b. Fluxo de vapor vivo alimentado no concentrador (t/h) =
 $4,908 - 0,112 \times \text{Relação vapor vivo 1º efeito/concentrador}$
 $r = - 0,9007$
- c. Eficiência global do sistema (t evaporados/t vapor vivo) =
 $82,923 - 18,0073 \times \text{Fluxo de vapor alimentado no concentrador (t/h)}$
 $r = - 0,8037$
- d. Calor trocado no 3º efeito (kcal/h) = $16,172 + 0,00117 \times$
 $\text{Fluxo de vapor vivo alimentado no 1º efeito (t/h)}$
 $r = 0,9204$
- e. Relação vapor vivo 1º efeito/concentrador = $399,242 - 25,924 \times$
 $\text{Fluxo de licor alimentado no 3º efeito (t/h)}$
 $r = - 0,6701$
- f. Eficiência global do sistema = $- 3,827 + 1,858 \times \text{Relação vapor vivo 1º efeito/concentrador}$
 $r = 0,6651$
- g. Fluxo de licor alimentado no 3º efeito (t/h) = $18,645 - 0,0196 \times$
 $\text{Teor de sólidos no licor preto fraco à evaporação}$
 $r = - 0,6024$
- h. Eficiência no concentrador = $186,238 - 83,210 \times \text{Temperatura de saída do licor concentrado (°C)}$
 $r = - 0,8160$
- i. Eficiência no 3º efeito = $737,929 - 417,834 \times \text{Fluxo de licor alimentado no 3º efeito (t/h)}$
 $r = - 0,7926$
- j. Eficiência global do sistema = $595,426 - 75,669 \times \text{Fluxo de licor alimentado no 3º efeito (t/h)}$
 $r = - 0,7000$
- k. Eficiência global = $0,719 + 0,0913 \times \text{Eficiência no concentrador}$
 $r = 0,6860$

$$1. \text{ Eficiência global} = 0,378 + 0,170 \times \text{Eficiência no 3º efeito} \\ \mu = 0,8314$$

$$m. \text{ Eficiência global} = -0,735 + 0,636 \times \text{Eficiência no 4º efeito} \\ \mu = 0,9040$$

Em virtude do sistema de evaporadores de múltiplos efeitos ser um equipamento totalmente integrado, onde o vapor formado pela água evaporada no 1º efeito é utilizado como fonte de aquecimento no efeito seguinte e assim sucessivamente, sendo que os efeitos adotam características marcantes de diferenças de pressão e pontos de ebulição a medida que sucedem-se os fluxos do processo, existe acentuada inter-relação entre grande parte das variáveis envolvidas. Entretanto, conforme demonstram as equações apresentadas, existem certas variáveis que atuam praticamente sobre todo o conjunto. Numa análise preliminar pode-se perfeitamente atestar que fatores como: fluxos de vapor vivo incrementados no concentrador e 1º efeito, fluxo de licor introduzido no 3º efeito (alimentação do sistema), teor de sólidos do licor preto fraco, temperaturas (e conseqüentemente pressões) do licor na entrada (diluído) e saída (concentrado) do sistema, exercem influência direta sobre as eficiências individuais e global do processo.

Cientes dos resultados obtidos com as correlações lineares executadas e tendo em vista a necessidade de serem selecionadas apenas aquelas variáveis integrantes do painel de controle do processo, devido à facilidade na detecção pelo operador, proceder-se-á, na continuidade estatística seqüencial aplicada ao sistema, ao desenvolvimento de correlações múltiplas integrando as variáveis selecionadas com os fatores de eficiência em cada efeito do processo. O procedimento simplificado desta nova etapa do trabalho de otimização empreendido, encontra-se descrito a seguir.

3.1. Análise das correlações múltiplas resultantes das principais variáveis interferentes na eficiência em cada efeito do sistema

Denomina-se correlação múltipla ao grau de relação existente entre três ou mais variáveis que se inter-relacionam uma em função das outras. Segundo SPIEGEL¹², uma "equação de regressão" é a expressão utilizada para avaliar uma variável dependente, por exemplo y_1 , em função das independentes x_1, x_2, x_3, \dots e é denominada equação de regressão de y_1 para x_1, x_2, x_3, \dots . Adotada a notação de função, ela será escrita, sob forma abreviada como, $y_1 = f(x_1, x_2, x_3, \dots)$. No caso de três variáveis, a equação de regressão mais simples de y_1 para x_2 e x_3 , tem a forma:

$$y_1 = a_{1,23} + b_{12,3} x_2 + b_{13,2} x_3$$

Tomando-se como base a equação acima, partiu-se para a aplicação das correlações múltiplas entre os fatores de eficiência em cada efeito do sistema, atuando como termos dependentes (y) e as principais variáveis selecionadas através da análise linear, como termos independentes (conseqüência).

Trabalhos semelhantes porém, extensivo à toda unidade de recuperação, foram realizados por CLEMENT² e ITAHARA⁸.

3.1.1. Concentrador e 1º efeito

Em virtude da acentuada inter-dependência existente entre as características inerentes ao concentrador e ao 1º efeito, realizou-se uma análise conjunta abrangendo simultaneamente estas duas etapas do processo. Nestes efeitos ocorre a incorporação do vapor vivo necessário ao aquecimento e conseqüente evaporação produzida no sistema. Sobre cada análise foram definidas duas variáveis de eficiência: a relação água evaporada/vapor consumido no efeito (economia) e a relação calor produzido (Mcal/h)/água evaporada (ton/h) no efeito. Tendo em vista a eficiência no concentrador, as va-

riáveis selecionadas como de maior influência foram:

x_1	= fluxo de vapor vivo no concentrador (t/h)	($r = -0,7367$)
x_2	= fluxo de vapor vivo no 1º efeito (t/h)	($r = -0,6253$)
x_3	= relação vapor vivo 1º efeito/concentrador	($r = 0,6878$)
x_{12}	= fluxo de licor preto fraco alimentado no 3º efeito (t/h)	($r = -0,6701$)
x_{21}	= pressão absoluta do vapor vivo no concentrador (kg_f/cm^2)	($r = -0,7812$)
x_{28}	= temperatura do licor na saída do concentrador ($^{\circ}C$)	($r = -0,8160$)
x_{46}	= temperatura do licor na saída do 1º efeito ($^{\circ}C$), equivalente à entrada do concentrador.	($r = -0,6305$)

No presente trabalho, cada variável possui uma numeração específica de 1 a 116 que a individualiza e identifica perante as demais. A notação utilizada para o desenvolvimento das análises segue o padrão "alfanumérico", onde tem-se as variáveis de eficiência como termos dependentes (y) e as variáveis consequência selecionadas pelas correlações, como termos independentes (conforme demonstra a relação de variáveis selecionadas em relação à eficiência no concentrador). A variável representativa da economia resultante no concentrador é expressa por y_{107} .

Tomando-se a equação geral para as regressões e substituindo-se os valores relativos aos termos independentes relacionados anteriormente, resulta:

$$y_{107} = 1,562 + 0,00158x_1 - 0,00265x_2 + 0,0336x_3 + 0,000543x_{12} + 0,0187x_{21} - 0,0127x_{28} + 0,00476x_{46}$$

desta equação, surge:

$$r^2 = 0,8465 \quad e \quad F = 9,4540$$

onde,

$$r^2 = \text{coeficiente de determinação múltipla ou de explicação do modelo matemático proposto.}$$

e,

$$r^2 = \frac{\text{Soma dos quadrados da regressão}}{\text{Soma dos quadrados total}}$$

O coeficiente de determinação múltipla dá uma idéia da interação ocorrida entre as diversas variáveis integrantes do modelo em relação a variável dependente com elas correlacionada. Em outras palavras, pode-se dizer que o fator r^2 representa a eficiência da regressão obtida.

F = Fator de Snedecor para a análise da variância.

Antes da continuidade de aplicação estatística aos termos apresentados, é válido salientar que:

- no caso da avaliação isolada do coeficiente de determinação múltipla (r^2) tem-se uma condição necessária, mas não suficiente; pois, para que a regressão seja boa é necessário que o valor de r^2 seja elevado porém, o fato de r^2 ser elevado não significa que a regressão seja boa.

- se numa regressão resultar F elevado (significativo) e r^2 baixo, significa que a hipótese lançada é falsa, ou seja, existe efeito da variável independente (consequência) sobre a variável resposta (dependente) porém o modelo definido não é adequado (não explica a disposição real das variáveis) e ele deve ser reavaliado.

3.1.1.1. Análise da variância

CAUSA DA VARIAÇÃO	G.L.	S.Q.	Q.M.	F
Regressão	7	0,0111473	0,00159248	9,453950
Resíduo	12	0,00202135	0,000168446	
Total	19	0,0131687		

onde,

G.L. = número de graus de liberdade
 S.Q. = soma dos quadrados dos desvios padrões
 Q.M. = quadrados médios (estimativa de variância)
 F = fator de Snedecor para análise da variância.

sendo que,

$$F = \frac{\text{Q.M. regressão}}{\text{Q.M. resíduo}}$$

3.1.1.2. Análise dos coeficientes parciais (7 variáveis independentes)

Define-se como r parcial ao coeficiente resultante da correlação entre uma variável dependente e outra independente particular, quando todas as demais implicadas se conservam constantes. Portanto, através da análise dos valores correspondentes aos r parciais obtidos por meio das correlações efetuadas, pode-se determinar o grau de afinidade existente entre as variáveis integrantes da equação geral. Através da análise empreendida no sistema percebe-se que quanto maior for o r parcial indicado, melhor será a inter-relação entre a variável dependente e sua independente correlacionada, mantendo-se as demais constantes. O fator F varia proporcionalmente ao r parcial. Isto é, a variável que apresentar maior F na função, tenderá a obter, no final da regressão, um maior r parcial indicando haver acentuada influência da variável independente sobre a variável resposta e a inter-relacionada, quando os demais fatores mantiverem-se imutáveis.

Da primeira interação formada, surgem os seguintes valores inerentes aos coeficientes parciais:

$$\begin{aligned} r_{107,1} &= 0,0666554 \\ r_{107,2} &= 0,318450 \\ r_{107,3} &= 0,290816 \\ r_{107,12} &= 0,238910 \\ r_{107,21} &= 0,157945 \\ r_{107,28} &= 0,469568 \\ r_{107,46} &= 0,346578 \end{aligned}$$

Analisando-se os valores expressos acima, percebe-se que o termo $r_{107,1}$, isto é, a correlação parcial entre a economia do concentrador (y_{107}) e o fluxo de vapor vivo penetrante no mesmo (x_1) é fraca (possui o menor r parcial), exercendo conseqüentemente, influência pouco expressiva no seu inter-relacionamento com as demais. Conforme constatações em análises estatísticas realizadas, quando excluiu-se a variável x_1 da função principal, resultou no maior valor atingido pelo fator F. Este comportamento pode ser justificado pela sensível dependência existente entre as variáveis que representam os fluxos de vapor vivo introduzidos no sistema, sendo expressos por x_1 e x_2 . Pois, na prática, existe uma proporção adequada (devido à estruturação das correntes de vapor e licor que fluem no processo) para a distribuição de vapor vivo ao concentrador e ao 1º efeito. Normalmen-

te, esta relação circula em torno de 30% para x_1 e 70% para x_2 , ou seja, a quantidade de vapor vivo no concentrador deve ser inferior à metade da quantidade enviada ao 1º efeito. Existe, portanto, grande afinidade entre os dois fluxos ($r=0,7640$) o que leva a avaliações integradas sobre estes passos do processo. A relação entre os dois fluxos de vapor vivo introduzidos no sistema é representada pela variável x_3 . Esta variável por englobar as duas anteriores, torna-se mais importante e significativa neste contexto sendo motivo de análise individual no decurso deste trabalho

Por outro lado, a variável x_{28} que representa a temperatura do licor na saída do concentrador, exerce a maior influência, até o momento, sobre a economia do concentrador, pois é a que possui o maior r parcial. Diz-se que a influência exercida pode ser momentânea devido às próprias características das variáveis integrantes do processo, isto é, existe uma interação bastante estreita entre todas as variáveis relacionadas e a medida que se diminuem os elementos da função, umas sobrepõem-se sobre outras trazendo novas considerações a cada passo.

O coeficiente de regressão resultante da interação sofrida pela variável x_{28} é expresso por $b_{28} = -0,0127336$. O fato do valor correspondente a b_{28} ser negativo indica que quanto maior for a temperatura do licor na saída do concentrador, menor resultará o fator de economia correspondente. Obviamente, isto se verificará a medida que ocorrer um acréscimo brusco de temperatura, suplantando o nível normal que neste caso é de $100 \pm 2^\circ\text{C}$. Numa análise inicial, pode-se dizer que mantendo-se relativamente inferior a 100°C a temperatura do licor na saída do sistema (concentrador), tem-se maior probabilidade de obter elevação no fator de economia resultante, desde que os demais fatores influentes sejam mantidos, igualmente, sob controle.

A fim de se obter as três variáveis mais diretamente ligadas à eficiência do concentrador, incluiu-se no programa que calcula estas correlações múltiplas uma rotina especial que faz a seleção a partir dos r parciais, extraíndo da relação posterior aquela variável que exerce a menor influência sobre a variável dependente, ou seja, é retirada da listagem subsequente a variável que possui o menor r parcial.

Por conseguinte, a segunda análise foi feita sobre 6 variáveis independentes, isto é, uma a menos do que a anterior e assim sucessivamente até serem atingidas as três variáveis principais a influir sobre a eficiência do concentrador e 1º efeito.

3.1.1.3. Variáveis selecionadas em relação à eficiência no concentrador e no 1º efeito

Conforme se salientou, a finalidade da execução deste trabalho é obter, através dos resultados e da seleção das correlações múltiplas realizadas, as três variáveis, presentes no painel de controle, de maior influência em cada efeito do sistema de evaporação analisado. E, a partir de sua definição, introduzir técnicas otimizantes com o intuito de definir faixas e/ou parâmetros "ótimos" a fim de manter o processo controlado e estável em função de sua maximização.

As variáveis selecionadas em cada efeito, aplicou-se a divisão em três grupos onde tinha-se a interação da variável resposta (dependente) em função de duas independentes intercaladas. Com isso seria possível detectar com exatidão as conseqüências geradas no processo, através de cada interação formada.

Para o concentrador e 1º efeito as variáveis finais escolhidas pelo sistema de seleção estatística foram:

x_3 = relação vapor vivo 1º efeito/concentrador
 x_{12} = fluxo de licor alimentado ao sistema (t/h)
 x_{28} = temperatura do licor na saída do concentrador (°C)

A distribuição estatística do procedimento aplicado às variáveis independentes selecionadas em relação ao fator de economia no concentrador, expresso por y_{107} e que, num sentido amplo representa a eficiência resultante no concentrador e no 1º efeito, encontra-se afixada através do Quadro III, descrito a seguir.

QUADRO III

107 (3 12 28)

R2 = 0.783131873 F = 19.262995496

a = 1.609653931762275
 B 3 = 2.009048791204602D-02
 B 12 = 1.012603214480551D-04
 B 28 = -6.58910377769782D-03

C V	G L	S Q	Q M	F
Regressão	3	1.031326535702601D-02	3.437755119008671D-03	19.26299550
Resíduo	16	2.855427231780139D-03	1.784642019862587D-04	
Total:	19	1.316869258880615D-02		

107 (3 12)

R2 = 0.552458437 F = 10.494075415

a = 1.139127608284186
 B 3 = 2.064742740684931D-02
 B 12 = -4.678181823865656D-04

107 (3 28)

R2 = 0.780665906 F = 30.259602556

a = 1.608162626577134
 B 3 = 1.838520141240096D-02
 B 28 = -6.193237125985599D-03

107 (12 28)

R2 = 0.685240317 F = 18.507612182

a = 1.784279487516216
 B 12 = -2.399358333117412D-04
 B 28 = -6.666619808658897D-03

R Parciais

R 107 3 = 0.557637572
 R 107 12 = 0.105921924
 R 107 28 = 0.717860103

Através dos valores expressos no quadro anterior, resulta a equação geral que representa o modelo para a correlação múltipla formada, logo:

$$y_{107} = 1,6096 + 0,02009x_3 + 0,0001013x_{12} - 0,006589x_{28}$$

$$r^2 = 0,7831 \quad F = 19,2630$$

Esta equação assume a disposição inicial tomada pelas variáveis em análise, incidindo diretamente sobre os valores inerentes ao coeficiente de determinação múltipla (r^2) e fator F correspondentes. Ambos resultaram significativos, conforme se demonstra na parte superior do Quadro III,

o que confirma a forte inter-relação existente entre as variáveis selecionadas e os fatores de eficiência no concentrador e no 1º efeito.

3.1.1.4. Análise das variáveis selecionadas utilizando o método de "Superfícies de Resposta"

A partir desta etapa para a variável dependente y_{107} , passou-se a utilizar um método otimizador que aplica a análise das variáveis selecionadas por meio da técnica de "Superfícies de Resposta". Posteriormente, para fins de quantificação dessas interdependências, foram elaboradas tabelas representativas das disposições tomadas pela variável resposta (dependente) quando calculada em função das variáveis independentes escolhidas, sendo utilizada a equação entre elas para os cálculos.

Inicialmente, cabe explicar que "Superfície de Resposta" é um método otimizador usado com a finalidade de "maximizar ou minimizar" etapas de um processo, através da representação em uma superfície específica, das variações de uma determinada propriedade, em função de duas outras, ou mais.

A técnica de superfícies de resposta foi aplicada sobre cada uma das interações formadas sobre a variável dependente y_{107} . A primeira interação envolve a eficiência no concentrador e as variáveis consequência (independentes) expressas por x_3 e x_{12} representando respectivamente a relação vapor vivo 1º efeito/concentrador e o fluxo de licor alimentado no 3º efeito. Estas variáveis, em suas diversas regressões, deram estrutura à primeira superfície de resposta (S.R.) formada. Portanto, a S.R. analisa a variação sofrida pela variável resposta em função das variáveis independentes com ela correlacionadas.

Quando se usa essa técnica com vistas a se otimizar uma dada operação, interessa geralmente encontrar o ponto onde a variável dependente passa pelo seu ponto máximo ou mínimo. Isso apenas pode ocorrer quando houver significância do(s) termo(s) quadrático(s) da equação de regressão da S.R.. Dessa forma, a técnica é mais apropriada para situações onde o modelo linear não é o que melhor se ajusta aos dados.

Portanto, para cada par de valores relativos a x_3 e x_{12} tem-se um valor no espaço de cujo conjunto procurar-se-á adaptar uma superfície. Por conseguinte, surgirá uma função resposta englobando as duas variáveis selecionadas. A representação mais usual da função resposta obtida, e que será adotada, é:

$$y_k = b_0 + b_1x_i^2 + b_2x_j^2 + b_3x_i \cdot x_j + b_4x_i + b_5x_j$$

onde,

x_i = variável consequência (independente), relativa ao eixo X

x_j = variável consequência (independente), relativa ao eixo Z

y_k = variável resposta (dependente), relativa ao eixo Y

b_0 = coeficiente linear

b_1 = coeficiente angular relativo ao componente quadrático x_i^2

b_2 = coeficiente angular relativo ao componente quadrático x_j^2

b_3 = coeficiente angular inerente à interação entre $x_i x_j$

b_4 = coeficiente angular relativo ao componente linear x_i

b_5 = coeficiente angular relativo ao componente linear x_j

Tomando-se o caso proposto, resulta:

$$y_{107} = b_0 + b_1x_3^2 + b_2x_{12}^2 + b_3x_3x_{12} + b_4x_3 + b_5x_{12}$$

Quando os componentes não derem significativos, não há necessidade deles serem incluídos no modelo. Entretanto, comumente eles são incluídos, pois quando não são significativos não interferem na análise. Repetindo o que foi dito inicialmente, interessa mais procurar "Superfície de Resposta" quando o componente quadrático (x^2) for significativo. Pois, através disto origina-se uma superfície curva, com pontos de máximo ou mínimo. No caso do efeito ser apenas linear, a superfície de resposta gerada é um plano e planos não possuem pontos de máximo ou mínimo. Entretanto, ainda assim permitem análises e conclusões otimizantes.

Visando simplificação da técnica, para efeitos de cálculos e de representação gráfica, procedeu-se à codificação dos dados e determinações obtidas em função do intervalo $[-1; +1]$. Este procedimento se fez necessário, a fim de que se pudesse agrupar valores diversos em uma faixa definida e específica de trabalho. Esta faixa codificada representa a amplitude do intervalo onde estarão incluídos todos os valores inerentes às variáveis analisadas. É importante ressaltar que a técnica de otimização é limitada e tão somente válida para as amplitudes experimentais.

Partindo-se do exposto acima, para a primeira função, ou seja, $y_{107} = f(x_3, x_{12})$ obteve-se no IBM-XT os seguintes valores para os coeficientes da nova equação, usando-se os dados experimentais codificados:

$$\begin{aligned} b_0 &= 3,829811 \\ b_1 &= 0,0220200 \\ b_2 &= 0,0000174819 \\ b_3 &= 0,000549919 \\ b_4 &= -0,300949 \\ b_5 &= -0,0137597 \end{aligned}$$

Com base nestes coeficientes, pode-se representar a nova equação formada:

$$y_{107} = 3,8298 + 0,02202x_3^2 + 0,00001748x_{12}^2 + 0,0005499x_3x_{12} - 0,3009x_3 - 0,01375x_{12}$$

A técnica de otimização de processos por meio de "Superfícies de Resposta" estabelece ainda que, do tratamento matemático da equação resulta:

- quando b_1 e $b_2 < 0$, significa que a superfície passa por um máximo "steepest ascent" (direção de máxima inclinação).

- ao resultar b_1 e $b_2 > 0$, então tem-se um ponto de mínimo "steepest descent" (direção de mínima inclinação).

- no caso ou de $b_1 > 0$ e $b_2 < 0$ ou de $b_1 < 0$ e $b_2 > 0$, tem-se uma espécie de superfície sem máximo ou mínimo, num fenômeno chamado de "selva" ou "inflexão".

Observando-se a equação geral para a primeira interação formada em relação à economia no concentrador (y_{107}), percebe-se que os coeficientes b_1 e b_2 , que representam os componentes quadráticos da equação, são maiores que zero. Conseqüentemente, pode-se dizer que a curva passa por um mínimo. Para se calcular este mínimo deve-se aplicar os conceitos matemáticos de derivação parcial para as variáveis independentes em relação à variável resposta y_{107} . No caso proposto, após aplicar-se as derivadas parciais e transformação da codificação, resultaram:

$$x_3 = 2,364 \quad \text{e} \quad x_{12} = 357,895$$

Isto implica dizer que no ponto de mínima inclinação, ou seja, no ponto onde a interação adquire o menor valor tolerável para o sistema proposto, tem-se:

$$\text{Ponto de mínimo: } [2,364; 357,895]$$

O par ordenado representa a disposição das variáveis independentes em relação aos eixos X e Z aplicados num plano tridimensional.

Em seguida, partiu-se para a determinação do valor mínimo referente à eficiência no concentrador, o qual é obtido através da substituição dos valores encontrados para χ_3 e χ_{12} na equação principal. Após concluídos os procedimentos matemáticos necessários, resultou o seguinte valor mínimo aceitável para a eficiência no concentrador:

$$y_{107\min} = 1,0212$$

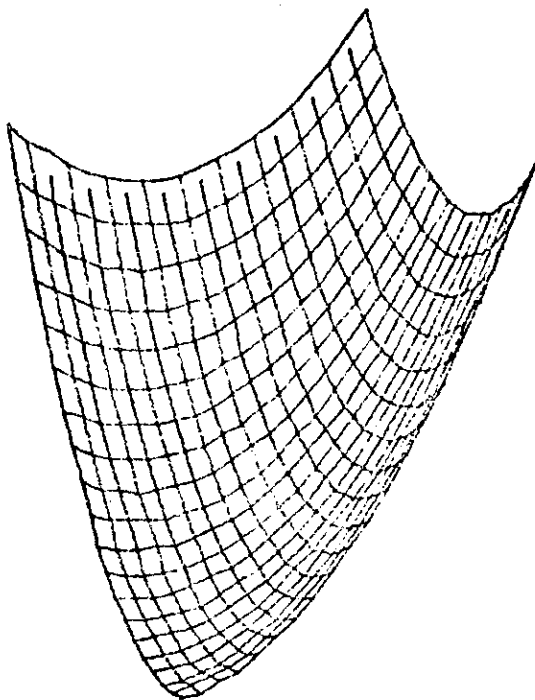
A título de ilustração é válido informar que o fator de economia em cada efeito do processo de evaporação é obtido através da razão entre a quantidade de água evaporada no efeito e a quantidade de vapor consumido para promover esta evaporação. Isto significa dizer que o valor mínimo obtido, conforme salientou-se anteriormente, é considerado tolerável a níveis otimizados, embora sabendo-se que em termos práticos este valor é normal para o processo.

Tem-se como meta nesta otimização, maximizar a eficiência em cada efeito do sistema de evaporação. Isto é, obter subsídios que possibilitem atingir valores máximos de economia de vapor (eficiência) em cada efeito e por adição, no sistema global. Entretanto, através das regressões efetuadas tem-se a possibilidade de obter "pontos de mínimo". Contudo, os pontos de mínimo obtidos indicam o menor valor otimizado tolerável para a variável resposta analisada. Isto implica em dizer que valores abaixo (inferiores) do y_{\min} representam perdas térmicas no sistema, pois se estará consumindo mais vapor para evaporar a mesma taxa de água. É importante ainda frisar que existe diferença, em certos casos, entre o "ótimo físico" (estatístico) e o "ótimo econômico" e que deve ser devidamente avaliada no processo. Conforme pode-se constatar, certos valores de ótimo obtidos estatisticamente não apresentam ajuste econômico e/ou operacional que justifiquem sua aplicação prática. Portanto, as considerações e valores obtidos no processo, a níveis operacionais, devem ser devidamente considerados visando incorporar os resultados estatísticos às necessidades da realidade e economicidade do processo.

A seguir, representar-se-á a superfície de resposta que indica a inclinação tomada pela distribuição dos pontos inerentes às variáveis selecionadas na primeira interação acoplados num plano tridimensional. O sistema de referência utilizado para caracterizar a superfície de resposta obtida é o sistema ortonormal de eixos cartesianos X , Y e Z , sendo: o eixo X (representando a variável independente χ_3) horizontal orientado da esquerda para a direita; o eixo Y (englobando a variável resposta y_{107}) vertical orientado de baixo para cima e o eixo Z (expresso por χ_{12}) normal à folha e emergente da mesma. Integram ainda esta caracterização, dois ângulos de rotação relativos aos eixos X e Y . O ângulo alfa (α) possui a inclinação de 30° no sentido horário e representa a rotação exercida em torno do eixo X . O ângulo beta (β) apresenta igualmente 30° de inclinação horária e constitui a rotação executada ao redor do eixo Y .

A superfície de resposta mencionada, encontra-se expressa no Gráfico 1, representado a seguir.

GRÁFICO 1 - Superfície de Resposta resultante da interação entre a variável dependente Y_{107} em função das independentes x_3 e x_{12}



Alfa= 30
Beta= 30

	MIN	MAX
Y_{107}	1.020	1.200
x_3	2.000	5.000
x_{12}	280.000	370.000

3.1.1.5. Análise da "tabela de dupla entrada" relativa à primeira interação obtida com a variável resposta Y_{107}

Após efetuar-se as diversas considerações relativas à distribuição dos pontos inerentes à superfície de resposta obtida com a correlação múltipla das variáveis Y_{107} , x_3 e x_{12} , resta complementar a análise otimizante do sistema através da elaboração em computador de "tabelas de dupla entrada". Estas, são assim denominadas em virtude de apresentarem como característica principal a interação simultânea da variável dependente (Y_{107}) em função das independentes selecionadas (x_3 e x_{12}) representadas na equação principal, interagindo em toda a amplitude de suas respectivas faixas de atuação. A tabela de dupla entrada é formada a partir da substituição simultânea e sequencial de valores para as variáveis independentes selecionadas na equação principal, resultando na obtenção dos diversos valores assumidos pela variável resposta em cada interação sofrida. Através destes valores e munidos das conclusões anteriormente obtidas nos demais processos seletivos executados, pode-se designar a faixa ótima de atuação para a eficiência no concentrador em função da relação vapor vivo 1º efeito/concentrador (x_3) e do fluxo de licor alimentado no processo (x_{12}).

No Quadro IV, expresso a seguir, é demonstrada a disposição tomada pelos diversos valores obtidos com a variável resposta Y_{107} nas interações efetuadas através das amplitudes pertinentes aos valores reais de x_3 e x_{12} . O segmento assinalado representa a faixa ótima observada em função das diversas metodologias otimizantes aplicadas.

QUADRO IV - Valores de Y_{107} resultantes das interações entre as variáveis independentes X_3 e X_{12}

X_{12}	2.0000	2.5000	3.0000	3.5000	3.7000	3.5000	3.8000	4.1000	4.4000	4.7000	5.0000
200.0000	1.1410	1.1261	1.1144	1.1067	1.1027	1.1030	1.1072	1.1155	1.1273	1.1433	1.1633
205.0000	1.1724	1.1582	1.1469	1.0997	1.0964	1.0970	1.1017	1.1103	1.1228	1.1397	1.1598
210.0000	1.1252	1.1105	1.0998	1.0730	1.0702	1.0714	1.0765	1.0856	1.1008	1.1197	1.1428
215.0000	1.1174	1.1072	1.0970	1.0667	1.0644	1.0660	1.0717	1.0812	1.1012	1.1253	1.1517
220.0000	1.1099	1.0962	1.0864	1.0607	1.0789	1.0810	1.0871	1.0972	1.1112	1.1292	1.1515
225.0000	1.1027	1.0895	1.0802	1.0750	1.0736	1.0743	1.0809	1.0935	1.1080	1.1265	1.1469
230.0000	1.0958	1.0831	1.0744	1.0696	1.0687	1.0719	1.0790	1.0900	1.1051	1.1241	1.1457
235.0000	1.0893	1.0770	1.0688	1.0645	1.0642	1.0678	1.0754	1.0869	1.1025	1.1220	1.1454
240.0000	1.0820	1.0713	1.0635	1.0597	1.0599	1.0640	1.0721	1.0842	1.1002	1.1202	1.1441
245.0000	1.0771	1.0658	1.0586	1.0553	1.0559	1.0606	1.0691	1.0817	1.0982	1.1187	1.1431
250.0000	1.0715	1.0607	1.0539	1.0511	1.0523	1.0574	1.0663	1.0795	1.0965	1.1175	1.1424
255.0000	1.0661	1.0559	1.0496	1.0473	1.0490	1.0546	1.0642	1.0777	1.0952	1.1167	1.1421
260.0000	1.0612	1.0514	1.0456	1.0438	1.0459	1.0521	1.0621	1.0762	1.0942	1.1161	1.1421
265.0000	1.0565	1.0472	1.0419	1.0406	1.0433	1.0499	1.0604	1.0750	1.0934	1.1159	1.1423
270.0000	1.0521	1.0434	1.0386	1.0377	1.0409	1.0480	1.0590	1.0741	1.0930	1.1160	1.1427
275.0000	1.0483	1.0398	1.0355	1.0352	1.0388	1.0464	1.0580	1.0735	1.0932	1.1164	1.1428
280.0000	1.0445	1.0366	1.0328	1.0329	1.0370	1.0441	1.0572	1.0732	1.0932	1.1171	1.1429
285.0000	1.0409	1.0334	1.0303	1.0310	1.0356	1.0432	1.0567	1.0733	1.0937	1.1182	1.1428
290.0000	1.0378	1.0310	1.0282	1.0294	1.0343	1.0426	1.0566	1.0736	1.0946	1.1197	1.1426
295.0000	1.0350	1.0287	1.0264	1.0281	1.0337	1.0423	1.0568	1.0743	1.0959	1.1212	1.1425
300.0000	1.0326	1.0268	1.0249	1.0271	1.0332	1.0423	1.0573	1.0753	1.0972	1.1232	1.1425
305.0000	1.0304	1.0251	1.0238	1.0264	1.0330	1.0426	1.0581	1.0766	1.0990	1.1257	1.1425
310.0000	1.0285	1.0238	1.0229	1.0260	1.0331	1.0432	1.0592	1.0782	1.1012	1.1281	1.1429
315.0000	1.0270	1.0227	1.0224	1.0260	1.0334	1.0431	1.0607	1.0801	1.1034	1.1310	1.1424
320.0000	1.0250	1.0220	1.0222	1.0263	1.0344	1.0444	1.0624	1.0824	1.1063	1.1342	1.1421
325.0000	1.0249	1.0216	1.0222	1.0269	1.0354	1.0460	1.0645	1.0850	1.1094	1.1378	1.1421
330.0000	1.0243	1.0215	1.0226	1.0278	1.0368	1.0499	1.0689	1.0898	1.1128	1.1416	1.1425
335.0000	1.0240	1.0217	1.0234	1.0290	1.0385	1.0521	1.0696	1.0910	1.1164	1.1458	1.1422
340.0000	1.0241	1.0223	1.0244	1.0305	1.0404	1.0546	1.0726	1.0945	1.1204	1.1503	1.1422
345.0000	1.0244	1.0231	1.0257	1.0323	1.0429	1.0574	1.0759	1.0984	1.1248	1.1551	1.1425
350.0000	1.0251	1.0243	1.0274	1.0345	1.0456	1.0604	1.0793	1.1028	1.1294	1.1603	1.1431

Observando-se os diversos valores de eficiência para o concentrador, representados através das interações ocorridas em toda a amplitude do Quadro IV, percebe-se que já na primeira linha tem-se a caracterização do "ponto de mínimo" obtido na superfície de resposta expressa anteriormente. Pois, mantendo-se a níveis estáveis e baixos o fluxo de licor alimentado no sistema (X_{12}) e aumentando-se progressivamente a relação vapor vivo 1º efeito/concentrador (X_3) tem-se que a eficiência resultante atinge valores elevados nas extremidades da tabela e valores inferiores no centro. Este fato identifica o surgimento de uma curva de mínima inclinação, conforme demonstrado no Gráfico 1, onde tem-se valores altos nas extremidades e baixos no centro, ou seja, a zona central engloba o ponto de mínimo analisado.

Tendo em vista os resultados ora obtidos, pode-se definir a faixa "ótima" de atuação para a economia de vapor no concentrador, através da manutenção das disposições observadas.

O trabalho originalmente proposto ao sistema a múltiplos efeitos da Riocell, consiste na aplicação e discussão passo a passo de todas as observações colhidas através das diversas interações, correlações e técnicas otimizantes introduzidas com o intuito de detectar aquelas variáveis mais importantes a influenciar o rendimento individual e global do processo. Para tanto, em cada efeito determinou-se as três variáveis de melhor correlação com a eficiência correspondente, plotadas as superfícies de resposta resultantes da interação dessas 3 variáveis duas a duas e ainda calculadas suas respectivas tabelas de dupla entrada. Para fins de exemplificação, a inter-dependência das variáveis duas a duas foi apresentada apenas para as variáveis X_3 e X_{12} .

Conforme demonstrou-se resumidamente em relação ao concentrador e 1º efeito, nas demais etapas do processo foram realizadas metodologias idênticas cujos principais resultados encontram-se discriminados simplificada a seguir:

3.1.2. 2º efeito

As variáveis selecionadas em relação à eficiência no 2º efeito, foram:

$$X_{38} = \text{pressão do vapor vivo no 1º efeito (kgf/cm}^2\text{)} \quad (r = -0,5977)$$

x_{56} = calor latente de vaporização do vapor extraído no 2º efeito
(kcal/kg) ($r = 0,5632$)

x_{58} = temperatura do licor na saída do 2º efeito (°C) ($r = -0,5747$)

Aplicando-se a técnica de regressão linear múltipla surge a seguinte equação geral de regressão múltipla, relativa à eficiência no 2º efeito:

$$y_{111} = 1,2151 - 0,01442x_{38} - 0,0003063x_{56} - 0,001271x_{58}$$

onde,

$$r^2 = 0,4819 \quad e \quad F = 4,2850$$

Tendo em vista a dimensão que se prolongaria esse trabalho se fossem seguidas todas as etapas do processo otimizando de cada efeito, esse se limitar-se-á apenas a apresentar as três variáveis mais importantes a afetar a eficiência do efeito e comentar posteriormente em como combiná-las para obter a melhor performance.

3.1.3. 3º efeito

Conforme descrito inicialmente, a alimentação do licor preto fraco no sistema de evaporação Riocell é introduzida através da parte inferior do 3º efeito, iniciando dessa forma o ciclo térmico do processo. Além disso, sobre o 3º efeito são incorporadas as quantidades de vapor para aquecimento provenientes do concentrador, 1º efeito ou 2º efeito. Conseqüentemente, segundo seria de se presumir, existe grande número de variáveis influentes sobre a eficiência neste efeito. Este fato foi perfeitamente comprovado em virtude das diversas correlações obtidas e do elevado número de variáveis selecionadas.

As variáveis introduzidas para a análise de regressão e correlação múltipla em relação à eficiência no 3º efeito, foram:

x_1 = fluxo de vapor vivo ao concentrador (t/h) ($r = -0,7448$)

x_2 = fluxo de vapor vivo ao 1º efeito (t/h) ($r = -0,9000$)

x_7 = álcali ativo no licor fraco do digestor (g/l) ($r = 0,7208$)

x_{12} = fluxo de licor alimentado no 3º efeito (t/h) ($r = -0,7926$)

x_{24} = pressão na cabeça de vapor do concentrador (kgf/cm²) ($r = -0,7754$)

x_{55} = temperatura na cabeça de vapor do 2º efeito (kgf/cm²) ($r = -0,6319$)

x_{58} = temperatura do licor na saída do 2º efeito (°C) ($r = -0,6971$)

x_{69} = temperatura do licor na entrada do 3º efeito (°C) ($r = 0,7542$)

No 3º efeito a inter-relação entre as variáveis participantes da análise é bem mais acentuada e significativa em comparação com os demais efeitos. Isto pode ser confirmado observando-se os valores do coeficiente de determinação múltipla (r^2) e fator F. Estes, já na primeira relação, apresentaram valores maiores do que aqueles anteriormente analisados. Os referidos índices apenas comprovam a influência que o 3º efeito exerce sobre todo o sistema, pois é neste passo que se intensificam as transferências de calor no processo.

Os valores de r^2 e F, apresentados a seguir, são significativos ao nível de 0,05%. Isto é, há uma probabilidade inferior a 0,05% de que o valor de F observado tenha ocorrido por acaso. Em outras palavras, existe 99,95% de certeza quanto à confiabilidade na exatidão destas determinações.

Das correlações múltiplas aplicadas ao 3º efeito, resulta a seguinte equação geral:

$$y_{113} = 1,4703 - 0,0005028x_1 - 0,001550x_2 - 0,002352x_7 + 0,0005705x_{12} - 0,05067x_{24} - 0,003727x_{55} - 0,009497x_{58} + 0,008830x_{69}$$

onde,

$$r^2 = 0,9338 \quad e \quad F = 19,3890$$

A variável resposta y_{113} representa a eficiência no 3º efeito.

Analisando-se os valores expressos pela equação geral percebe-se que, excluindo-se as variáveis x_{12} e x_{69} , todas as demais possuem coeficientes de regressão com sinal negativo. Isto indica em termos estatísticos que quando os valores inerentes a estas variáveis aumentam, implica em diminuição conseqüente no índice relativo à eficiência no 3º efeito. Portanto, visando-se manter a performance do 3º efeito a níveis estáveis e controlados deve-se evitar a elevação anormal de qualquer um dos fatores indicados. Isto pode ser conseguido através de vistoria e avaliação permanente destas variáveis no painel de controle.

Devido ao fato de haver grande afinidade entre as variáveis selecionadas, indicando com isso que o sinal de umas pode ser decorrente da inclinação adotada por outras mais significativas e com a primeira fortemente correlacionada. Implica dizer que existem variáveis com características mais marcantes em relação à eficiência (economia) do processo e que podem levar consigo outras variáveis correlatas, atribuindo a estas sua posição no sistema. É o caso da variável x_{12} que, embora sabendo-se possuir correlação linear negativa em relação aos fatores de eficiência do processo, neste caso, apresentou-se com sinal positivo provavelmente em virtude da influência exercida pela variável x_{69} sobre ela.

Como se vê, a observação seqüencial e continuada de cada análise se pode indicar a inclinação tomada pelo sistema e as possíveis alternativas para sua avaliação.

Utilizando-se para o 3º efeito, metodologia similar à aplicada e desenvolvida para o concentrador e 1º efeito, descrever-se-á a seguir a relação das três variáveis selecionadas, por meio dos procedimentos seletivos das correlações múltiplas executadas, em relação à eficiência nesta etapa do sistema. Portanto, as principais variáveis a incidir sobre a economia no 3º efeito formam a seguinte função:

$$y_{113} = f(x_{12}, x_{58}, x_{69})$$

resultando,

$$r^2 = 0,9205 \quad e \quad F = 61,7706$$

Estas variáveis representam, respectivamente:

- x_{12} = fluxo de licor alimentado no 3º efeito (t/h)
- x_{58} = temperatura do licor na saída do 2º efeito ($^{\circ}C$)
- x_{69} = temperatura do licor na entrada do 3º efeito ($^{\circ}C$)

As variáveis escolhidas mostram alta influência em termos de economia no 3º efeito e por adição no processo global. Através do desempenho destas, se estará diretamente incidindo sobre a performance obtida no processo. Esta afirmação fundamenta-se principalmente nos elevados valores obtidos com os coeficientes que reproduzem o efeito das correlações múltiplas realizadas sobre a variável resposta (y_{113}), quais sejam os fatores r^2 e F . Estes, reafirmam existir fortíssima afinidade entre as variáveis independentes selecionadas em relação à eficiência no 3º efeito do sistema. Isto pode ser comprovado através dos valores inerentes aos coeficientes parciais resultantes do desenvolvimento estatístico realizado nesta etapa do processo global. Estes valores e o procedimento englobando as três variáveis selecionadas para o 3º efeito, encontram-se afixados através do Quadro V, representado a seguir.

QUADRO V - Desenvolvimento estatístico das correlações múltiplas inerentes às variáveis selecionadas em relação à eficiência no 3º efeito (y_{113})

113 (12 58 69)

R2 = 0.920515937 F = 61.770603891

a = 1.549624404070521
 B 12 = 4.29372401970517D-04
 B 58 = -1.594535881793943D-02
 B 69 = 9.330540087014268D-03

C V	G L	S Q	Q M	F
Regressao	3	2.874741642683602D-02	9.582472142278675D-03	61.77060389
Residuo	16	2.482079575361241D-03	1.551299734600775D-04	
Total:	19	3.122949600219727D-02		

113 (12 58)

R2 = 0.635011694 F = 14.788759923

a = 1.686109885804185
 B 12 = -1.279833135773233D-03
 B 58 = -3.000444891150853D-03

113 (12 69)

R2 = 0.787820531 F = 31.561439978

a = .8184972158470771
 B 12 = -1.040321050914924D-03
 B 69 = 5.809953944324897D-03

113 (58 69)

R2 = 0.911828310 F = 87.908695647

a = 1.448187092132181
 B 58 = -1.237203664773866D-02
 B 69 = 8.200339538391588D-03

R Parciais

R 113 12 = 0.314092368
 R 113 58 = 0.790895581
 R 113 69 = 0.884484410

Observando-se os valores expressos através do Quadro V, percebe-se a descrição das diversas interações obtidas com as variáveis selecionadas em relação à eficiência no 3º efeito. Tomando-se a última interação, resultam expressivos valores para os coeficientes t^2 e F o que identificam que as duas variáveis consequência escolhidas (x_{58} e x_{69}) praticamente sintetizam a disposição do conjunto em relação ao fator de eficiência para o 3º efeito. Melhor explicando, existe grande probabilidade estatística de que um controle específico e freqüente sobre as variáveis selecionadas, em suas respectivas faixas "ótimas" de operação, resultará em melhoria consequente no índice de eficiência individual para o 3º efeito que, em decorrência da importância desta etapa sobre o contexto global, se estenderá por todo o sistema.

Conforme mencionou-se repetidas vezes, a finalidade deste trabalho é apresentar melhores e mais fundamentados subsídios a fim de que através do conhecimento dos fatores de maior incidência sobre a eficiência

em cada efeito, aliado à experiência prática do processo e ainda munido das faixas otimizadas de atuação para cada variável significativa, se possa controlar e manter economicamente maximizado a eficiência térmica do sistema de evaporação analisado.

3.1.4. 4º efeito

Por meio das análises de correlações lineares e múltiplas realizadas em relação à eficiência no 4º efeito do sistema de evaporação Rio-cell, foram selecionadas para visualização através do painel de controle, apenas aquelas variáveis representativas dos fluxos de vapor vivo adicionados ao processo. Isto indica que os fluxos de vapor vivo alimentados através do concentrador e do 1º efeito, sendo expressos por x_1 e x_2 , incidem de forma mais significativa sobre a eficiência do 4º efeito quando comparados a outras variáveis também influentes, assumindo para si os posicionamentos inerentes àquelas variáveis. Por conseguinte, neste efeito surge a única função obtida, qual seja:

$$y_{115} = f(x_1, x_2, x_3)$$

onde,

$$r^2 = 0,5427 \quad e \quad F = 6,3285$$

Pelos valores apresentados percebe-se claramente que, no 4º efeito, a inter-relação é bem menos representativa do que no efeito precedente. E ainda, apesar da reciprocidade existente entre as três variáveis relacionadas, o fator F para análise da variância resultou baixo e compouca expressividade. Isto pode ser explicado através da forte influência exercida pelo 3º efeito sobre todo o sistema, fazendo com que os demais efeitos tornem-se conseqüências naturais do efeito empreendido por este passo ao processo.

Um fato que comprova a seleção dos fluxos de vapor vivo como incidentes sobre a eficiência no 4º efeito é o de que no sistema a pressão real de vapor da operação é ajustada automaticamente para dar fluxo de vapor desejado, sendo que esta pressão é determinada pela pressão de operação no 4º efeito e representa a característica da transferência de calor nos tubos dos evaporadores.

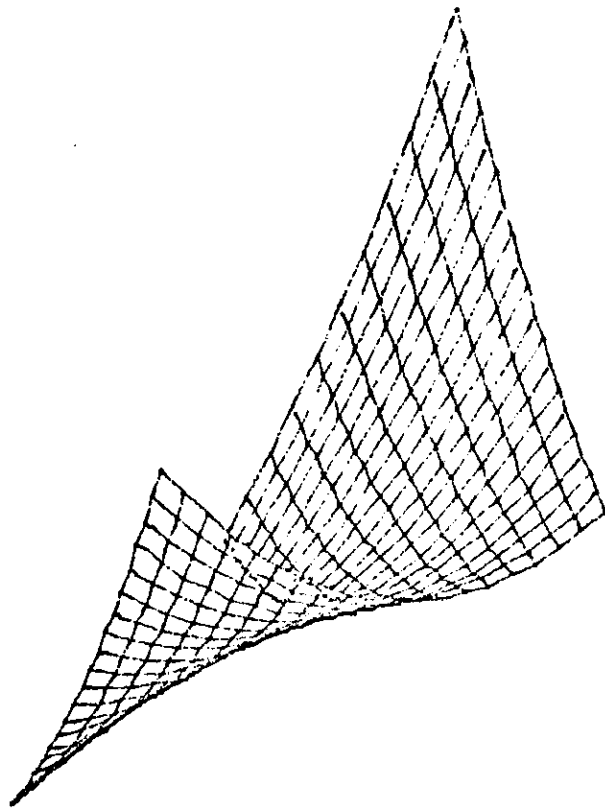
Para as correlações múltiplas emitidas em relação ao 4º efeito, resultou a seguinte equação geral:

$$y_{115} = 1,4722 + 0,04482x_1 - 0,03464x_2 + 0,3401x_3$$

A ressaltar na presente equação, cita-se o fato de que a relação entre os fluxos de vapor vivo ao 1º efeito e concentrador (x_3) possui sinal positivo indicando ser proporcional o seu acréscimo em comparação à eficiência no 4º efeito. Os valores inerentes às variáveis x_1 e x_2 apresentam sinais contrários o que indica que deve-se ajustar da melhor maneira possível a relação entre os dois fluxos a fim de promover-se o melhor resultado físico-econômico ao sistema.

Devido à importância atribuída à distribuição dos fluxos de vapor vivo no sistema, apresentar-se-á a seguir a representação gráfica da superfície de resposta obtida na interação entre o fluxo de vapor vivo no concentrador (x_1) e no 1º efeito (x_2) em relação à eficiência no 4º efeito (y_{115}).

GRÁFICO 2 - Superfície de Resposta resultante da interação entre a variável dependente y_{115} em função das independentes x_1 e x_2



Alfa= 30

Beta= 30

	MIN	MAX
y_{115}	0.290	1.950
x_1	10.000	30.000
x_2	30.000	60.000

A equação de regressão resultante da interação entre os fluxos de vapor vivo introduzidos no processo, representando a distribuição aos pontos através de uma superfície tridimensional, é:

$$y_{115} = 1,01883 + 0,001946x_1^2 - 0,001824x_2^2 + 0,002877x_1x_2 - 0,2351x_1 + 0,1210x_2$$

onde, $r^2 = 0,5742$ e $F = 4,7753$

Os valores inerentes aos componentes quadráticos da equação (b_1 , b_2) possuem sinais contrários e isto, conforme mencionado inicialmente, dá origem à formação de uma superfície desprovida de pontos de máximo ou mínimo, ocorrendo o fenômeno conhecido como "sela" ou "ponto de inflexão" ("saddle point").

A distribuição gráfica que reflete a inflexão obtida, encontra-se representada através do Gráfico 2.

4. Considerações finais

Devido à limitação física e quantitativa de se apresentar os diversos passos otimizados empreendidos em relação à cada efeito do sistema global de evaporação Riocell, acompanhados de seus respectivos comentários e discussões, apresentar-se-á a seguir as principais observações colhidas no decorrer do trabalho executado, visando sintetizar e reiterar as conclusões obtidas em função da melhoria dos índices de eficiência do processo.

Conforme mencionou-se ao introduzir o presente trabalho, um sistema de evaporação viável é aquele que produz a quantidade desejada do produto, em qualidade satisfatória, com mínimos índices poluentes e no mais

baixo custo total. Visando atingir estes objetivos realizou-se este trabalho de otimização no sistema de evaporadores de múltiplo efeito da Rio cell que, aliado às técnicas rotineiramente aplicadas têm atingido elevados índices de rendimento térmico e econômico em relação ao processo global. Faz-se necessário salientar, entretanto, que independente da maximização empreendida ao sistema através da determinação das faixas "ótimas" de operação para as principais variáveis incidentes sobre a sua eficiência térmica; este tem apresentado, nos últimos meses, um elevado rendimento térmico e operacional ao ponto de trabalhar praticamente um mês inteiro sem a necessidade de paradas para lavagem ou qualquer outra modificação no ciclo normal do processo. A título de confirmação do exposto acima, cita-se o fato de que durante o mês de março de 1985 foram trabalhadas ininterruptamente no setor de evaporação 98,7% das horas previstas, resultando em apenas 1,3% do tempo perdido em lavagem do sistema. Isto significa dizer que neste sistema praticamente inexistem problemas de incrustações.

Segundo se sabe, as incrustações nos tubos dos evaporadores estão intimamente ligadas às características do licor preto introduzido no processo. Quanto menores quantidades de extrativos indesejáveis e/ou impurezas estiverem presentes na composição da matéria-prima incorporada ao digestor, melhor qualidade resultará no licor produzido, o que facilita e auxilia em muito a continuidade das demais correntes do ciclo de recuperação.

O importante no processo evaporativo é manter a mais elevada e constante possível a consistência (teor de sólidos) do licor preto na entrada do sistema, pois esta estabilidade inicial incide diretamente sobre os demais fatores do processo. A experiência prática afirma que a alimentação de licor com baixo teor de sólidos provoca aumento consequente na carga de licor ao sistema o que conforme será destacado à frente, desestabiliza os fluxos de vapor do processo bem como diminui sua eficiência térmica.

As principais considerações obtidas com a otimização empreendida ao sistema de evaporação Rio cell, encontram-se a seguir discriminadas:

a. Com relação à eficiência do concentrador e do 1º efeito as três variáveis mais significativas obtidas por meio da seletividade imposta foram, respectivamente:

x_{28} = temperatura do licor na saída do concentrador ($^{\circ}\text{C}$)

x_3 = relação entre os fluxos de vapor vivo no 1º efeito e no concentrador

x_{12} = fluxo de licor alimentado ao sistema (t/h)

Como pode se notar, estas variáveis representam, segundo a análise estatística realizada, os fatores principais a serem controlados no painel de controle a fim de se manter em bons índices a economia no concentrador e no 1º efeito.

O fluxo de licor alimentado ao processo por meio do 3º efeito (x_{12}) assim como a relação entre os fluxos de vapor vivo (x_3) são fatores extremamente importantes no processo global e se devidamente ajustados implicam em melhoria comprovada na economia do sistema.

A variável x_3 apresentou-se com correlação positiva nas análises efetuadas enquanto que as variáveis x_{12} e x_{28} resultaram negativas em suas correlações com os fatores de eficiência no concentrador e no 1º efeito. Isto indica que a economia de vapor nestes efeitos aumentará a medida que se mantiver elevada a relação vapor vivo 1º efeito/concentrador e baixos, a níveis operacionais viáveis, o fluxo de licor alimentado (carga do sistema) e a temperatura do licor na saída do concentrador. Na prática, o fluxo de licor introduzido no processo de evaporação é controlado em função dos níveis dos tanques de estocagem do licor preto fraco e licor preto forte, respectivamente, na entrada e na saída do sistema.

É conveniente e necessário, tendo em vista a continuidade do ciclo de recuperação, que se mantenha baixo o nível do tanque de licor preto fraco (em torno de 25% da capacidade), a fim de que eventuais paradas do digestor não interfiram no restante do processo. Além disso, será maior a temperatura do licor ingressante à evaporação. Por outro lado, procura-se manter relativamente elevado o nível do tanque de licor preto forte (cerca de 70% da capacidade), com o intuito de fornecer estabilidade ao abastecimento de licor à caldeira de recuperação. Isto implica dizer que apesar das análises estatísticas e práticas afirmarem que é conveniente para o sistema a manutenção de níveis não exagerados na alimentação do licor preto fraco, este operacionalmente é controlado em função dos níveis dos tanques de estocagem. Entretanto, a medida que se tiver um controle global do processo produtivo e sabendo-se da faixa "ótima" de operação para a carga de licor no sistema, ter-se-ão condições de fixar a alimentação de licor nos níveis de otimização estabelecidos, incidindo diretamente sobre a elevação dos parâmetros de eficiência térmica do processo evaporativo.

Em relação aos níveis atuais de controle e operação, os estudos realizados indicam que deve-se promover uma elevação na relação vapor vivo 1º efeito/concentrador. Isto é, a quantidade de vapor vivo adicionada ao 1º efeito, devido às próprias características de distribuição do vapor vivo no processo, deverá ser consideravelmente superior àquela enviada ao concentrador; sendo que o valor "ótimo" encontrado situar-se-ia na faixa de 3,50 a 4,00 por 1,00. A níveis estatísticos e dentro da faixa de amplitude estudada, quanto maior for esta relação, melhor será a eficiência resultante no sistema. Todavia, este ajuste deverá ser compatibilizado a níveis operacionais, com o equipamento disponível para fornecimento de vapor vivo ao processo. Sabe-se, portanto, que a elevação da relação vapor vivo 1º efeito/concentrador é altamente benéfica ao sistema sendo que este ajuste deverá ser compatível com a capacidade operacional do equipamento existente em cada unidade.

Deve-se, a medida do possível, diminuir a temperatura do licor na saída do concentrador em virtude de sua interação com os fatores de eficiência do sistema resultar negativa. Isso porque, maior temperatura é resultado de desperdício de vapor no efeito. Entretanto, é necessário salientar que este decréscimo a ser promovido à temperatura do licor concentrado na saída do sistema deverá ser igualmente avaliado em termos práticos a fim de que não produza elevação considerável sobre a viscosidade do licor na saída da unidade de evaporação.

Através das diversas técnicas de otimização aplicadas ao concentrador e ao 1º efeito resultaram as seguintes faixas otimizadas de operação para as variáveis escolhidas:

- x_1 = fluxo de vapor vivo no concentrador = 12 a 17 (t/h)
- x_2 = fluxo de vapor vivo no 1º efeito = 55 a 60 (t/h)
- x_3 = relação 1º efeito/concentrador = 3,60 a 4,10
- x_{12} = fluxo de licor alimentado no 3º efeito = 4700 a 5100 (l/min) ou 300 a 325 (t/h)
- x_{28} = temperatura do licor na saída concentrador = 95 a 99 (°C)

b. No 2º efeito, as principais variáveis selecionadas foram:

- x_{38} = pressão do vapor vivo no 1º efeito (kgf/cm^2)
- x_{58} = temperatura do licor na saída do 2º efeito (°C)

Estes fatores baseiam-se no fato de que em relação à eficiência global e individual do sistema as correlações obtidas foram negativas, isto é, deve-se diminuir os índices relativos às variáveis x_{38} e x_{58} para que a eficiência do 2º efeito aumente. Estas conclusões foram devidamente comprovadas através dos demais passos estatísticos aplicados a este efeito. Assim, a medida que se promoverem pequenas diminuições nos níveis atuais de

operação da pressão do vapor vivo no 1º efeito e da temperatura do licor na saída do 2º efeito se estará, em consequência, aumentando a probabilidade de ser elevada a economia correspondente. Sabe-se que fatores como temperatura e pressão indicados no painel de controle, são variáveis de difícil controle em virtude de incidirem sobre elas outros fatores do processo tais como: fluxos de vapor e licor, densidade, teor de sólidos ... Entretanto, considerou-se importante definir certas faixas otimizadas de operação a fim de que se possa estabilizar e controlar estas variáveis no contexto global.

Disto, resulta:

x_{38} = pressão do vapor vivo no 1º efeito = 2,60 a 2,90 (kgf/cm^2)

x_{58} = temperatura do licor na saída do 2º efeito = 91 a 95 ($^{\circ}\text{C}$)

c. O 3º efeito através das análises e resultados obtidos, confirmou ser o passo de maior influência sobre o desempenho global do sistema de evaporação Riocell. Existe, conforme constatou-se, um grande número de variáveis interferentes e que com maior ou menor incidência afetam a eficiência térmica do sistema. Por meio das técnicas aplicadas, obteve-se as seguintes variáveis consideradas mais importantes a serem controladas em vistas à maximização da eficiência térmica no 3º efeito. São elas, respectivamente:

x_{69} = temperatura do licor na entrada do 3º efeito ($^{\circ}\text{C}$)

x_{58} = temperatura do licor na saída do 2º efeito ($^{\circ}\text{C}$)

x_{24} = pressão na cabeça de vapor do concentrador (kgf/cm^2)

x_{12} = fluxo de licor alimentado no sistema (t/h)

x_9 = relação vapor vivo 1º efeito/concentrador

A variável x_{69} apresentou, no decorrer das análises, um desempenho surpreendente em comparação com as demais, interferindo diretamente sobre o desenvolvimento estatístico aplicado. Um controle específico e frequente sobre esta variável, que representa a temperatura de entrada do licor no sistema, se faz necessário em virtude de sua real influência sobre grande parte do processo global.

Outra observação importante, é que as principais variáveis selecionadas pertencem respectivamente ao 3º efeito, 2º efeito e concentrador, ou seja, os três passos do processo diretamente ligados aos fluxos de vapor e licor adicionados ao sistema de evaporação. Este fato comprova a abrangência exercida pelo 3º efeito em relação ao processo global.

Dentre as variáveis selecionadas em relação ao 3º efeito, a única que apresentou correlação positiva com os fatores de eficiência térmica deste passo foi a temperatura do licor alimentado no sistema. Por conseguinte, pode-se dizer que dever-se-á, mantidas as considerações operacionais, elevar a temperatura do licor na entrada do processo e diminuir proporcionalmente os demais fatores selecionados, visando com isso maximizar a economia de vapor obtida no sistema analisado. Pode parecer estranha a necessidade de se diminuir o fluxo de alimentação de licor no sistema para se ganhar eficiência. Evidentemente, uma diminuição de fluxo implica em maior tempo de aquecimento do licor dentro de cada efeito. Por outro lado, para compensar uma elevação de fluxo de forma abrupta ou demasiada, mais vapor deve ser adicionado ao sistema, de forma não proporcional, prejudicando assim a eficiência do conjunto.

Complementando afirmações anteriores e devido à dificuldade existente quanto ao controle e ajuste prático de fatores inerentes à temperatura e pressão no painel de processo, bem como em razão destes estarem relacionados aos fluxos de vapor e licor introduzidos no sistema, ressalta-se uma vez mais, que para serem mantidos otimizados os índices de eficiência global do sistema de evaporação é necessário controlar a relação vapor vivo 1º efeito/concentrador e o fluxo de licor alimentado ao processo. Isto significa dizer, conforme os resultados obtidos, que é conveniente em

termos técnico-econômicos elevar ao máximo admissível a níveis operacionais, a relação vapor vivo 1º efeito/concentrador e reduzir proporcionalmente o fluxo de licor introduzido no 3º efeito pois, a experiência prática diz que com cargas elevadas aumentam os problemas de arraste no sistema o que também provoca um decréscimo conseqüente sobre sua eficiência térmica.

Portanto, em relação ao 3º efeito as faixas "ótimas" de operação para as variáveis selecionadas, foram:

- x_3 = relação vapor vivo 1º efeito/concentrador = 3,60 a 4,10
- x_{12} = fluxo de licor alimentado no 3º efeito = 300 a 325 (t/h)
- x_{24} = pressão abs. na cabeça de vapor do concentrador = 0,77 a 0,87 (kgf/cm²)
- x_{58} = temperatura do licor na saída do 2º efeito = 91 a 95 (°C)
- x_{69} = temperatura do licor na entrada do 3º efeito = 86 a 90 (°C)

d. Por meio das análises relativas ao 4º efeito do sistema de evaporação Riocell, confirmou-se sua dependência em relação ao efeito precedente, através do baixo número de correlações resultantes. Todavia, um aspecto importante observado foi o de que dentre as correlações lineares resultantes da inter-relação entre as eficiências individuais em relação à eficiência global do processo, aquela que resultou mais significativa pertence ao 4º efeito. Isto indica que este passo possui estreita interação com os fatores inerentes ao processo global.

A eficiência no 4º efeito, segundo as análises efetuadas, é função direta das variáveis que definem os fluxos de vapor vivo adicionados ao sistema. A relação entre os fluxos de vapor vivo no 1º efeito e concentrador, expressa por x_3 , é a variável mais significativa neste contexto.

Finalmente, através das conclusões descritas pode-se ressaltar que a temperatura do licor na entrada do 3º efeito (x_{69}) e as variáveis representativas dos fluxos de vapor vivo (x_1 , x_2 e principalmente x_3) e licor (x_{12}) alimentados ao processo englobam praticamente o conjunto de fatores que definem a eficiência térmica global do sistema de evaporadores em múltiplos efeitos da Riocell. E, juntamente com as demais variáveis selecionadas, devem ser sistematicamente controladas e avaliadas a fim de promover maior segurança e confiabilidade quanto ao desempenho e economia vigentes no processo de evaporação.

Para tanto, sintetiza-se a seguir as principais variáveis detectadas como de maior influência sobre a eficiência global do sistema, acompanhadas de seus respectivos intervalos otimizados de operação:

- x_1 = fluxo de vapor vivo no concentrador = 12 a 17 (t/h)
- x_2 = fluxo de vapor vivo no 1º efeito = 55 a 60 (t/h)
- x_3 = relação vapor vivo 1º efeito/concentrador = 3,60 a 4,10
- x_{12} = fluxo de licor alimentado no 3º efeito = 300 a 325 (t/h) ou 4700 a 5100 (l/min)
- x_{28} = temperatura do licor na saída do concentrador = 95 a 99 (°C)
- x_{58} = temperatura do licor na saída do 2º efeito = 91 a 95 (°C)
- x_{69} = temperatura do licor na entrada do 3º efeito = 86 a 90 (°C)

Ao serem introduzidos os diversos valores otimizados em seqüências intercaladas de balanços térmicos no sistema de evaporação analisado, obteve-se, via computador, como resultado médio de economia global no processo, um valor equivalente a 3,376 ton evaporados/ton vapor vivo.

Cumpra salientar ao se concluir este estudo, que todas as afirmações e análises emitidas por meio deste trabalho tiveram como fundamento principal os resultados obtidos em função das diversas técnicas otimizantes aplicadas. Estas por sua vez, foram empreendidas em razão de um extenso planejamento inicial onde se incluem estudos detalhados do sistema de e

vaporação Riocell englobando o cálculo de seus respectivos balanços de calor e massa. Salienta-se, ainda, que muitas destas afirmações de cunho estatístico apresentam comprovado suporte prático e operacional, enquanto que outras ainda carecem de uma maior aplicação prática no sistema, a fim de que através de observações e conclusões físicas se obtenha o resultado econômico desejado.

5. Bibliografia

1. BOYLE, T.J. Evaporator optimization using linear programming. Svensk Papperstidning, Stockholm, (3):R18-22, 1984.
2. CLEMENT, J.L. Effects of variables on recovery units performance. In: Annual Meeting Asociacion Mexicana de Técnicos de las Industrias de la Celulosa y del Papel, 7., Mexico, 1967. 18p. + anexos.
3. COATS, G.S. Computerized evaluation of multiple-effect evaporator performance. TAPPI, New York, 56(4):124-7, Apr. 1973.
4. CUROTTO, C.L. Representação gráfica de superfícies. Micro Sistemas, São Paulo, 1(9):34-7, jun. 1982.
5. ESPUGLAS, S. & MATA, J. Calculator design of multistage evaporator. Chemical Engineering, New York, 90(3):59-61, Feb. 1983.
6. FOELKEL, C.E.B. Experimentos fatoriais 3²: modelo estatístico para Superfície de Resposta. Belo Oriente, CENIBRA, 1978. 16p. (Relatório Técnico DEQUA, 28).
7. INSTITUTO DE PESQUISAS TECNOLÓGICAS DO ESTADO DE SÃO PAULO. IPT. Centro Técnico em Celulose e Papel. CTCP. Simulação do sistema de evaporação da Riocell pelo programa "GEMS". São Paulo, 1982. 9p. + anexos.
8. ITAHARA, S. Optimal design of multiple-effect evaporators with vapor bleed streams. I & EC Process Design and Development, New York, 7(1): 6-11, Jan. 1968.
9. MEDEIROS, A.S. Evaporadores de múltiplo efeito da Riocell. Balanços térmico-materiais. Guaíba, RIOCELL, 1984. 63p. + anexos (Relatório Técnico, SPQ 121).
10. MONTGOMERY, D.C. Response Surface Methodology. In: . Design and Analysis of Experiments. s.n.t. p.340-64. (cópia xerográfica).
11. PEREIRA, L.A. Representação de figuras por computador. Micro Sistemas, São Paulo, 2(14):6-9, nov. 1982.
12. SPIEGEL, M.R. Estatística. São Paulo, McGraw-Hill do Brasil, 1977. p. 401-67.
13. WETHERHORN, D. Analysis and optimization of multiple-effect evaporators. TAPPI, Atlanta, 56(6):88-90, June, 1973.