

CURSO DE PÓS-GRADUAÇÃO EM CIÊNCIAS E TÉCNICAS NUCLEARES
Instituto de Pesquisas Radioativas

EVAPORADOR PARA UMA USINA DE REPRO
CESSAMENTO DE 200kgU/dia PELO PRO
CESSO PUREX

Laura Maria Jacques Leroy

Orientador: Harry Gomes

Tese apresentada como requisito parcial para obtenção do
título de Mestre em Ciências e Técnicas Nucleares pela
Universidade Federal de Minas Gerais

Belo Horizonte

1975

Agradecimentos

Agradeço

- ao Professor Harry Gomes, meu orientador, que acompanhou com dedicação e amizade todas as fases do meu trabalho;

- à direção do Instituto de Pesquisas Radioativas, pela possibilidade de realização deste trabalho;

- à Comissão Nacional de Energia Nuclear e à Companhia Brasileira de Tecnologia Nuclear, que forneceram meios para a execução;

- à Maria Lúcia, Maria Augusta, Zezé, Angélica e Joubert, pela amizade, ajuda e pelas valiosas sugestões;

- ao pessoal do Laboratório de Análises Químicas, pelo incentivo e pelo convívio amigável;

- à Sra. Maria Auxiliadora Birchall Borges, pela inestimável colaboração na perfuração de cartões e pesquisa bibliográfica;

- ao Serviço de Documentação Técnica e em especial à Lenira Lúcia Santos e Maria Lúcia Donnard Santos, pela eficiente colaboração e boa vontade na obtenção de bibliografia e correção das citações bibliográficas;

- à Geraldo Paulo de Oliveira e a todos os desenhistas da Companhia Brasileira de Tecnologia Nuclear, pela confecção de figuras e da capa deste trabalho;

- a Ana Maria Gomes e Souza pelos serviços de datilografia;

- a Augusto César Grossi e Walter Euler Martins pelas cópias xerox.

A papai, mamãe e Francisco

S U M Á R I O

	PÁGINA
CAPÍTULO 1 - INTRODUÇÃO	23
CAPÍTULO 2 - REPROCESSAMENTO DE COMBUSTÍVEIS NUCLEARES	29
2.1 - <u>Introdução</u>	30
2.2 - <u>Influência dos diferentes sistemas de reatores na escolha do processo</u>	36
2.2.1 - <u>Composição do combustível</u>	36
2.2.2 - <u>Configuração do combustível</u>	37
2.3 - <u>Preparação do combustível para o reprocessamento</u>	38
2.3.1 - <u>Introdução</u>	38
2.3.2 - <u>Armazenagem e resfriamento</u>	39
2.3.3 - <u>Técnicas de processamento mecânico</u>	39

2.3.3.1 - Introdução	39
2.3.3.2 - Desmontagem	40
2.3.3.3 - Cisalhamento	42
2.3.3.4 - Desencapamento	42
2.3.4 - <u>Remoção química do encapamento</u>	43
2.3.4.1 - Introdução	43
2.3.4.2 - Remoção química das capas de alumínio	44
2.3.4.3 - Remoção química das capas de aço inoxidável	45
2.3.4.4 - Remoção química capas de zircônio e Zircaloy	45
2.3.5 - <u>Dissolução do elemento combustível</u>	46
2.3.5.1 - Combustíveis de urânio	46
2.3.5.2 - Combustíveis de plutônio	46
2.3.5.3 - Combustíveis de tório e óxido de tório	48
2.3.5.4 - Combustíveis liga urânio-alumínio	49
2.3.5.5 - Combustíveis liga urânio-zircônio	50
2.3.5.6 - Combustíveis urânio-ácido inoxidável	52
2.3.5.7 - Dissolução ácida de núcleos combustíveis na forma de ligas ou óxidos	53
2.3.5.8 - Dissolução eletrolítica	54
2.3.6 - <u>Processos de descontaminação auxiliares</u>	56
2.4 - <u>Processos de separação por via seca</u>	59
2.4.1 - <u>Introdução</u>	59
2.4.2 - <u>Processos de volatilização de hales</u>	60
2.4.3 - <u>Processos pirometalúrgicos</u>	61

	PÁGINA
2.4.3.1 - Introdução	61
2.4.3.2 - Extração por solvente	63
2.4.3.3 - Cristalização fracionada	63
2.4.3.4 - Purificação por escorificação	64
2.4.3.5 - Volatilização dos produtos de fissão	64
2.4.4 - <u>Processos piroquímicos</u>	64
2.5 - <u>Processos de separação por via úmida</u>	67
2.5.1 - <u>Introdução</u>	67
2.5.2 - <u>Processos de troca iônica</u>	69
2.5.3 - <u>Processos de precipitação</u>	71
2.5.4 - <u>Processos de extração por solvente</u>	72
2.5.4.1 - Introdução	72
2.5.4.2 - Definições e nomenclaturas	73
2.5.4.3 - Preparação da alimentação =	80
2.5.4.3.1 - Introdução	80
2.5.4.3.2 - Processo Purex	81
2.5.4.3.3 - Processo Redox	81
2.5.4.3.4 - Processo Thorex	82
2.5.4.3.5 - Clarificação	82
2.5.4.4 - Processos para o tório e o urânio	82
2.5.4.4.1 - Processo Hexona-Urânio-233	82
2.5.4.4.2 - Processo Interim-Urânio-233	83
2.5.4.4.3 - Processo Thorex	84
2.5.4.5 - Processos para o urânio enriquecido	88
2.5.4.5.1 - Introdução	88
2.5.4.5.2 - Processo Hexona-25	89
2.5.4.5.3 - Processo TBP-25	90

	PÁGINA
2.5.4.6 - Processos para o plutônio e urânio	91
2.5.4.6.1 - Processo Redox	91
2.5.4.6.2 - Processo Butex	94
2.5.4.6.3 - Quelação	96
2.5.4.6.4 - Processo Halex	97
2.6 - <u>Processo Purex</u>	98
2.6.1 - <u>Introdução</u>	89
2.6.2 - <u>Princípios básicos do processo</u>	101
2.6.2.1 - Ação solvente do FTB	101
2.6.2.2 - A química do plutônio no processo Purex	101
2.6.3 - <u>Descrição do processo</u>	104
2.6.3.1 - Ciclo de descontaminação conjunta	104
2.6.3.2 - Ciclo de partição	104
2.6.3.3 - Ciclo final do urânio	107
2.6.3.4 - Ciclo final do plutônio	109
2.6.3.5 - Conclusão	111
CAPÍTULO 3 - ESCOLHA DO EVAPORADOR	116
3.1 - <u>Introdução</u>	117
3.2 - <u>A evaporação no processo Purex</u>	119
3.2.1 - <u>Valores típicos das correntes do evaporador</u>	119
3.2.2 - <u>Problemas associados à concentração da corrente LCU</u>	121
3.2.3 - <u>Acidentes ocorridos em usinas de reprocessamento</u>	125
3.2.4 - <u>Evaporadores utilizados em usinas de reprocessamento</u>	127
3.2.5 - <u>Material de construção</u>	133

3.3 - <u>Resumo dos fatores que influenciam na escolha do evaporador</u>	140
3.4 - <u>Evaporadores utilizados na indústria química</u>	143
3.4.1 - <u>Introdução</u>	143
3.4.2 - <u>Evaporadores tipo circulação natural</u>	144
3.4.2.1 - <u>Evaporadores tipo tubos horizontais</u>	144
3.4.2.2 - <u>Evaporadores tipo tubos curtos verticais</u>	146
3.4.2.3 - <u>Evaporadores tipo tubos longos verticais</u>	149
3.4.3 - <u>Evaporadores tipo circulação forçada</u>	155
3.5 - <u>Escolha</u>	161
3.6 - <u>O evaporador tipo filme descendente</u>	165
CAPÍTULO 4 - <u>FLUXO EM FILME</u>	169
4.1 - <u>Introdução</u>	170
4.2 - <u>Hidrodinâmica do escoamento bifásico</u>	172
4.2.1 - <u>Introdução</u>	172
4.2.2 - <u>Definição dos parâmetros característicos</u>	173
4.2.3 - <u>Configurações dos escoamentos bifásicos</u>	176
4.3 - <u>Teoria de fluxo em filme</u>	179
4.3.1 - <u>Fundamentos</u>	179
4.3.2 - <u>Mecânica dos fluidos</u>	183
4.3.3 - <u>Transferência de calor sem ebulição</u>	207
4.4 - <u>Fluxo bifásico em ebulição</u>	225

	PÁGINA
4.4.1 - <u>Regimes de transferência de calor</u>	225
4.4.2 - <u>Evoluções de temperatura e dos coeficientes de transferência de calor</u>	226
4.4.3 - <u>Ebulição nucleada</u>	230
4.4.3.1 - <u>Introdução</u>	230
4.4.3.2 - <u>Ebulição nucleada parcial</u>	231
4.4.3.3 - <u>Ebulição nucleada completamente desenvolvida</u>	233
4.4.4 - <u>Vaporização em convecção forçada</u>	238
4.4.5 - <u>Fluxo de calor crítico</u>	242
4.4.6 - <u>Nucleação e dinâmica de bolhas</u>	243
4.4.7 - <u>Mecanismos de transferência de calor em ebulição nucleada</u>	247
4.5 - <u>Queda de pressão em fluxo bifásico</u>	251
4.6 - <u>Revisão bibliográfica relativa à evaporação em filme descendente</u>	263
CAPÍTULO 5 - <u>CÁLCULO DO EVAPORADOR</u>	272
5.1 - <u>Introdução</u>	273
5.2 - <u>Ponto de vista mecânico</u>	275
5.2.1 - <u>Dimensões e disposição dos tubos</u>	275
5.2.2 - <u>Escolha do material de construção</u>	284
5.3 - <u>Ponto de vista do processo</u>	287
5.3.1 - <u>Balanco de massa total</u>	287
5.3.2 - <u>Balanco térmico total</u>	288
5.3.3 - <u>Transferência de calor entre fluidos e superfícies sólidas</u>	291
5.3.4 - <u>Cálculo da queda de temperatura na parede dos tubos</u>	295
5.3.5 - <u>Cálculo da queda de temperatura e coeficiente de transferência de calor do lado do vapor de aquecimento</u>	297

	PÁGINA
5.3.6 - <u>Modelo teórico do mecanismo de transferência de calor na evaporação em filme descendente</u>	298
5.3.6.1 - Modelo básico	298
5.3.6.2 - Modelo de queda de pressão longitudinal	307
5.3.6.3 - Elevação do ponto de ebulição	309
5.4. - <u>A solução de nitrato de uranila</u>	314
5.5 - <u>Descrição do programa FFILME</u>	328
5.6 - <u>Resultados</u>	337
5.6.1 - <u>Análise dos dados de entrada</u>	337
5.6.2 - <u>Análise dos resultados</u>	347
CAPÍTULO 6 - DISCUSSÕES E CONCLUSÕES	353
APÊNDICE I : Listagem do programa FFILME	366
BIBLIOGRAFIA	387

LISTA DE FIGURAS

	PÁGINA
2.1 - Processos químicos associados às centrais nucleares.	32
2.2 - Aplicação das técnicas de processamento mecânico ao reprocessamento.	41
2.3 - Dissolvedor eletrolítico experimental.	55
2.4 - Fluxograma esquematizado para os processos de extração por solvente: U-Pu e Th-U.	79
2.5 - Fluxograma do processo Thorex.	85
2.6 - Fluxograma do primeiro e segundos ciclos do processo Redox.	92
2.7 - Ciclo de descontaminação conjunta.	105
2.8 - Ciclo de descontaminação e partição.	106
2.9 - Ciclo final do urânio.	108

2.10 - Ciclo final do plutônio.	110
2.11 - Esquema do processo Purex para extração de urânio, plutônio e produtos de fissão, por extração por solvente com fosfato de tributílica.	115
3.1 - Temperatura na qual ocorre uma reação em cadeia nos sistemas FTB-nitrato de uranila-ácido nítrico.	124
3.2 - Evaporador de circulação natural tipo tubos horizontais.	145
3.3 - Evaporador tipo tubos curtos verticais ou evaporador padrão.	147
3.4 - Evaporador tipo tubos curtos verticais ou tipo cesta.	148
3.5 - Evaporador tipo tubos longos verticais.	150
3.6 - Variações típicas da temperatura do líquido nos tubos de um evaporador TLV.	152
3.7 - Evaporador tipo circulação forçada com superfície de aquecimento externa vertical.	156
3.8 - Evaporador tipo circulação forçada com superfície de aquecimento externa horizontal.	157
3.9 - Evaporador tipo circulação forçada com superfície de aquecimento interna.	159
3.10 - Evaporador tipo filme descendente.	166
4.1 - Configurações de fluxo em fluxo vertical.	178

4.2	- Forças no elemento de líquido em fluxo na forma de camada.	184
4.3	- Variação da tensão de cisalhamento em fluxo com tubo cheio e em fluxo tipo filme descendente.	189
4.4	- Modelo analítico de fluxo anular.	198
4.5	- Gráfico $y_i^+ - W^+ - Re^*$.	205
4.6	- Evoluções de temperatura e modelo proposto para o regime hidrodinâmico em um tubo vertical com fluxo de calor constante.	227
4.7	- Curva de ebulição para a ebulição parcial.	232
4.8	- Temperaturas da parede e do fluido frio na ebulição.	234
4.9	- Efeito da velocidade e do sub-resfriamento na ebulição da água.	237
4.10	- Variação da razão dos coeficientes de transferência de calor com o parâmetro de LOCKHART-MARTINELLI.	240
5.1	- Quatro tipos de célula triangular baseadas em quatro posições diferentes do centro do costado.	280
5.2	- Variação da temperatura com a distância radial a partir da parede interna dos tubos do evaporador.	299
5.3	- Diagrama temperatura - entropia.	313

PÁGINA

- 5.4 - Diagrama de fases do sistema nitrato de uranila - água. 316
- 5.5 - Diagrama de fases do sistema $UO_2(NO_3)_2$ - HNO_3 - H_2O . 318
- 5.6 - Temperatura de cristalização de soluções de nitrato de uranila-ácido nítrico. 321
- 5.7 - Diagrama de bloco do programa FFILME. 329
- 5.8 - Evaporador tipo filme descendente com recirculação. 351

LISTA DE TABELAS

	PÁGINA
2.1 - Critério para escolha e projeto dos processos de separação por via úmida.	68
2.2 - Extratores para os processos de extração por solvente.	74
2.3 - Processos de extração por solvente para a separação química de materiais físséis e férteis.	75
2.4 - Fatores totais de descontaminação no processo Thorex.	87
2.5 - Fatores de descontaminação no processo Redox.	95
2.6 - Coeficientes de distribuição para o urânio, plutônio e produtos de fissão para a extração da alimentação a 25°C.	102

	PÁGINA
2.7 - Variações possíveis do processo Purex.	113
2.8 - Fatores de descontaminação para o processo Purex.	115
3.1 - Valores típicos das correntes do evaporador.	120
3.2 - Evaporadores utilizados na concentração da corrente 1CU.	132
3.3 - Grau de susceptibilidade ao ataque para aços inoxidáveis.	137
3.4 - Corrosão de aços inoxidáveis em soluções de nitrato de uranila em ebulição.	139
3.5 - Méritos e limitações de vários tipos de evaporadores.	162
5.1 - Principais dimensões de tubos comerciais.	277
5.2 - Número de tubos e diâmetro do costado para as configurações da figura (5.1).	281
5.3 - Aços inoxidáveis que preenchem as qualificações para serem empregados na construção do evaporador para a solução de nitrato de uranila.	285
5.4 - O sistema $UO_2(NO_3)_2-HNO_3-H_2O$ a $25^\circ C$.	317
5.5 - Temperaturas de cristalização ($^\circ C$) de soluções de $UO_2(NO_3)_2-HNO_3-H_2O$.	320
5.6 - Estabilidade térmica de soluções de $UO_2(NO_3)_2 - H_2O$.	323
5.7 - Elevação do ponto de ebulição de soluções de $UO_2(NO_3)_2 - H_2O$.	326

	PÁGINA
2.7 - Variações possíveis do processo Purex.	113
2.8 - Fatores de descontaminação para o processo Purex.	115
3.1 - Valores típicos das correntes do evaporador.	120
3.2 - Evaporadores utilizados na concentração da corrente 1CU.	132
3.3 - Grau de susceptibilidade ao ataque para aços inoxidáveis.	137
3.4 - Corrosão de aços inoxidáveis em soluções de nitrato de uranila em ebulição.	139
3.5 - Méritos e limitações de vários tipos de evaporadores.	162
5.1 - Principais dimensões de tubos comerciais.	277
5.2 - Número de tubos e diâmetro do costado para as configurações da figura (5.1).	281
5.3 - Aços inoxidáveis que preenchem as qualificações para serem empregados na construção do evaporador para a solução de nitrato de uranila.	285
5.4 - O sistema $UO_2(NO_3)_2-HNO_3-H_2O$ a $25^\circ C$.	317
5.5 - Temperaturas de cristalização ($^\circ C$) de soluções de $UO_2(NO_3)_2-HNO_3-H_2O$.	320
5.6 - Estabilidade térmica de soluções de $UO_2(NO_3)_2 - H_2O$.	323
5.7 - Elevação do ponto de ebulição de soluções de $UO_2(NO_3)_2 - H_2O$.	326

PÁGINA

5.8 - Dados de entrada do programa FFILME.	339
5.9 - Resultados do programa FFILME.	348

S I N O P S E

Calculou-se um evaporador tipo filme descendente para uma usina de reprocessamento pelo processo Purex através de um programa de computador.

Para situar o problema da evaporação entre o ciclo de partição e o ciclo final do urânio fez-se uma revisão dos métodos de reprocessamento e em particular do processo Purex.

Usando a correlação de Anderson e colaboradores apresentou-se um modelo para o cálculo dos coeficientes de transferência de calor do lado do filme e o total.

O coeficiente do lado do vapor de aquecimento foi calculado pela correlação de Kirkbrige-Badger para $Re > 1800$ e como 1,28 vezes a correlação de Nusselt

para $Re < 1800$.

O programa determina a área de transferência de calor, o número de tubos, o comprimento dos tubos e a taxa de transferência de calor.

Outros parâmetros tais como espessura do filme, quedas de temperatura, queda de pressão, temperatura do vapor e outros são também calculados.

A B S T R A C T

A falling-film evaporator for a Purex reprocessing plant has been calculated by means of a computer program.

The reprocessing methods and, in particular, the Purex process were revised in order to set down the problem of evaporation between the partition cycle and the final cycle of uranium.

A model has been presented for predicting liquid-side and overall heat transfer coefficients using the correlation of Anderson and coworkers.

Steam side coefficient has been estimated as 1.28 times the Nusselt correlation for $Re < 1800$ and the Kirkbridge-Badger correlation for $Re > 1800$.

The area of heat transfer, the number of tubes, the length of tubes and the heat transfer rate have been determined by the program.

The film thickness, temperature drops, pressure drops, temperature of the vapor and others have also been calculated.

CAPÍTULO 1

INTRODUÇÃO

Em todos os estudos realizados pela Companhia Brasileira de Tecnologia Nuclear, no sentido de definir um programa de usinas nucleares para o país, tem-se chegado à conclusão de que será necessário instalar, até 1990, uma potência nuclear da ordem de 8000-10000MWe. Estudos indicam, também, que a partir de 1990, o programa passa a ter proporções consideráveis atingindo valores em torno de 70000MWe no fim do século(1).

Com a usina de Angra dos Reis, que entrará em operação a partir de 1977, o Brasil inicia seu programa de construção de usinas nucleares. Para que este programa possa se desenvolver em ritmo continuado e crescente é necessário, além de outros fatores, criar condições necessárias para o desenvolvimento da indústria do ciclo do combustível nuclear em ritmo adequado e paralelo.

O reprocessamento de combustíveis nucleares descarregados do reator constitui uma das fases mais importantes do ciclo do combustível.

Os elementos combustíveis de qualquer reator nuclear devem ser retirados, após algum tempo, para reposição do material físsil consumido, para eliminação dos produtos de fissão que, absorvendo neutrons, atuam como venenos (reduzindo a reatividade do combustível) e, ainda, devido a problemas de corrosão e danos por efeito da radiação.

Após sua utilização, entretanto, o combustível possui ainda valor econômico, havendo interesse em reprocessá-lo a fim de se recuperar o material físsil nele ainda contido, como o urânio-235 residual e o plutônio-239, sub-produto formado durante a produção de energia.

A implantação desta fase do ciclo exige um número suficiente de reatores de potência em operação, diante da forte economia de escala do processo. Assim, em termos econômicos, só se pode conceber uma usina de reprocessamento no país na segunda metade da década de 80. Entretanto, devido a possíveis dificuldades envolvidas na remessa de combustível irradiado para o exterior e à possível antecipação da previsão de construção de usinas nucleares, poderá ser necessário antecipar a implantação da usina de reprocessamento(1).

Até o início da década de 80 será, então, necessária uma grande assimilação de tecnologia e capacitação de mão de obra, talvez através da construção de uma usina piloto ou em pequena escala.

Principalmente com o objetivo de assimilação de tecnologia, iniciaram-se no Instituto de Pesquisas Radioativas estudos sobre reprocessamento de combustíveis em geral e, em particular, sobre o método de extração por solvente com o fosfato de tributílica ou processo Purex. Sendo este processo de tecnologia bastante avançada, conseguindo uma recuperação de cerca de 99,9%, provavelmente será o mais adequado à primeira usina de reprocessamento no Brasil.

Como no processo Purex, a evaporação constitui uma das etapas mais importantes, tentou-se estudar a evaporação da solução de nitrato de urânio entre o primeiro e segundo ciclos deste processo.

No capítulo 2, foi feita uma revisão geral sobre reprocessamento localizando-se, no processo Purex, o evaporador a ser estudado. Esse capítulo justifica-se por ser um assunto relativamente novo em nosso meio e pela necessidade de se conhecer relativamente bem o processo Purex a fim de se estudar uma de suas etapas.

Após uma revisão bibliográfica relativa à evaporação no processo Purex, capítulo 3, foi escolhido o evaporador tipo filme descendente, *falling film*, considerado o mais adequado, diante das características próprias da solução a ser evaporada.

Sendo o evaporador do tipo filme, julgou-se necessário, no capítulo 4, recordar, de maneira geral, as teorias existentes para cálculos hidrodinâmicos e de transferência de calor. Como será visto, parece não existir até o momento uma teoria definitiva que descreva corretamente a evaporação tipo filme em escala industrial.

Em seguida, passou-se aos cálculos e conclusões. Tentou-se fazer um programa de computador para um evaporador tipo filme descendente da forma mais geral possível. Os cálculos foram realizados para uma usina piloto de capacidade de 200kgU/dia e para uma solução de concentração inicial igual a 0,25M de nitrato de uranila e uma concentração final de 1,5M. Entretanto, o programa pode ser usado para outras capacidades e concentrações mudando-se apenas alguns parâmetros.

A bibliografia relativa às propriedades físicas e químicas da solução de nitrato de uranila é bastante falha e escassa. Tentou-se, então, colocar todas as propriedades na forma de funções polinomiais cujos coeficientes possam ser melhorados à medida que se disponha de melhores dados.

Com este programa é dimensionado o trocador de calor. São calculados o número e comprimento dos tubos, o diâmetro dos tubos e do costado, a potência necessária e os coeficientes de transferência de calor. Ele fornece, ainda, outros resultados, como espessura do filme, quedas de temperatura através do condensado, da parede e do filme, queda de pressão, temperatura da parede e do vapor, entre outros.

Os cálculos são apenas teóricos e para que o evaporador seja inteiramente aprovado seria necessário construir um protótipo e testá-lo através de várias experiências que comprovem seu funcionamento.

Pensava-se inicialmente estudar os problemas de criticalidade. Entretanto, devido à grande dificuldade inicial em se obter bibliografia relativa ao

cálculo deste tipo de evaporador e à grande extensão do trabalho, limitou-se apenas ao dimensionamento convencional. Devido ao fato deste evaporador ser de forma cilíndrica e de tubos longos verticais, pode-se adiantar que a condição de não-criticalidade não será muito difícil de ser satisfeita.

CAPÍTULO 2

REPROCESSAMENTO DE COMBUSTÍVEIS NUCLEARES

2.1 - Introdução

Todos os combustíveis nucleares devem conter um ou mais dos materiais físséis: urânio-235, urânio-233 e plutônio-239. Eles contêm, ainda, um material fértil, como o urânio-238 ou tório-232. Estes materiais são usados puros, em ligas, na forma cerâmica ou, ainda, como óxidos ou carburetos. Além destes, são usados, também, combustíveis líquidos. Um combustível irradiado pode ser considerado como uma mistura de cinco famílias de compostos(2):

- o material físsil (U^{235} , U^{233} , Pu^{239}),
- o material fértil (U^{238} , Th^{232}),
- os isótopos pesados, não físséis e não férteis, como U^{236} , Np^{237} , Pu^{242} e outros transurânicos em pequena proporção,
- os metais estranhos ligados ao combustí

vel como magnésio, alumínio, molibdênio, zircônio, aço inoxidável e

- os produtos de fissão dos elementos físseis.

O reprocessamento de combustíveis irradiados, tem, então, como objetivo, a recuperação do material físsil e fértil separando-os dos metais estranhos, dos produtos de fissão e dos transurânicos. O reprocessamento, como pode-se ver na figura(2.1), faz parte do ciclo de combustíveis nucleares e, em geral, é constituído pelas seguintes etapas(4):

- liberação dos elementos irradiados, seguida de armazenagem e resfriamento,

- remoção do encapsamento, dissolução do metal e preparação da alimentação para a separação e descontaminação,

- separação dos elementos valiosos e descontaminação dos produtos de fissão,

- concentração e purificação dos produtos, geralmente envolvendo uma redução de volume,

- conversão a sais ou metal, completando o ciclo para metal e

- refabricação do combustível, para nova utilização.

Atualmente existem vários métodos de reprocessamento, que podem ser divididos, de uma maneira geral, em processos de separação por via úmida e processos de separação por via seca. O desenvolvimento dos métodos de reprocessamento começou com o projeto do pro

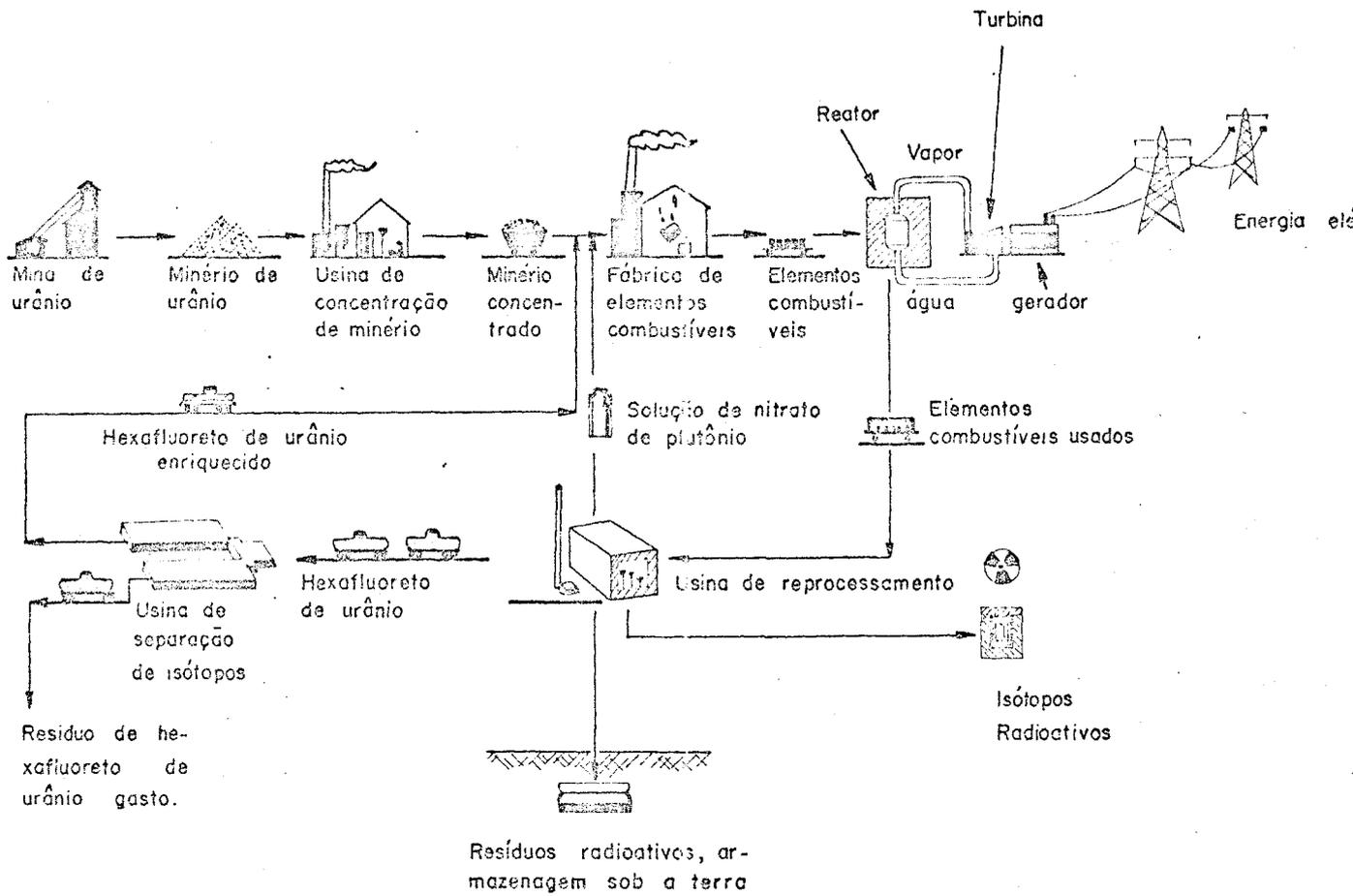


Figura. (2.1) - Processos químicos associados às centrais nucleares (3).

cesso Fosfato de Bismuto do Projeto Manhattan. Seu objetivo era a recuperação de plutônio do urânio metálico irradiado. No próximo estágio de desenvolvimento está o Redox, que é um processo de separação por via úmida que utiliza a extração por solvente para a recuperação tanto do urânio como do plutônio. Com o objetivo de se recuperar o urânio não recuperado pelo processo Fosfato de Bismuto foi desenvolvido o processo Recuperação de Metais e depois deste surgiu o processo Purex. Ambos são processos de extração por solvente (via úmida) e utilizam como solvente o fosfato de tributílica (FTB). Com o crescente interesse pelo isótopo físsil U^{233} , formado pela irradiação do tório, foi desenvolvido o processo Thorex para a separação do tório, U^{233} e produtos de fissão. Paralelamente a estes foram desenvolvidos outros que serão descritos posteriormente.

Mais recentemente, iniciou-se o desenvolvimento dos processos de separação por via seca. Eles incluem volatilização de haletos, processos pirometalúrgicos e processos piroquímicos. A principal vantagem que se espera com estes processos é a economia associada à eliminação de duas etapas bastante caras dos processos por via úmida: a dissolução do combustível sólido e a conversão do produto em solução aquosa para a forma metálica(5).

Um processo para tratamento de combustíveis irradiados possui três características que o distinguem de um processo químico normal(4): as operações devem ser conduzidas na presença de um alto nível de radiação, a contaminação radioativa deve ser controlada e as massas críticas não podem ser excedidas. Cada uma destas características tem profunda influência no pro

jeto do processo.

Inicialmente deve-se escolher entre o processamento contínuo e em batelada. O processo em batelada tem como vantagem um controle mais fácil do material combustível, seguindo-se as bateladas através da usina de reprocessamento com instrumentação remota e controle analítico. As vantagens do processamento contínuo são a redução dos equipamentos do processo e conseqüentemente do custo e a maior compatibilidade das técnicas de operação contínua com o controle da criticalidade de soluções contendo U^{235} e Pu^{239} (6).

As condições críticas de sistemas contendo material físsil, resultam do acúmulo de uma massa suficiente deste material em uma configuração geométrica que minimize as perdas de neutrons produzidos pela fissão. Obviamente, a usina deve ser projetada em condições tais que seja impossível ocorrer uma reação em cadeia (6).

É necessária, ainda, uma blindagem espessa para proteção do material contra os raios γ emitidos pelos produtos de fissão. As blindagens para acessórios, como bombas, válvulas, transportadores, são normalmente de chumbo, devido à sua alta densidade e conseqüentemente menor volume necessário (6).

A qualidade do produto varia com a natureza do processo empregado. Geralmente tenta-se conseguir a descontaminação dos produtos de fissão em um menor número de etapas possível, de tal modo que as operações adicionais para se conseguir purificação química, redução de volume, transformação em sais ou metal, possam

ser realizadas em locais livres de radiação e empregar processos normais de projeto e operação(4).

2.2 - Influência dos diferentes sistemas de reatores na escolha do processo

2.2.1 - Composição do combustível

A fim de diminuir os efeitos da corrosão e dos danos causados pela radiação nos combustíveis sólidos, eles são usados na forma de ligas ou encapados com vários materiais. Os materiais de encapamento mais comumente usados para reatores de potência são o aço inoxidável e o zircônio; para reatores a baixa temperatura é mais usado o alumínio. Com relação aos materiais usados nas ligas, uma grande variedade de metais podem ser usados. Além do aço inoxidável, zircônio e alumínio, são encontrados combustíveis contendo molibdênio, níquel e outros ainda estão em estudos. Estes vários materiais estruturais usados têm um efeito muito grande na escolha do método específico para o seu reprocessamento. Em geral, cada tipo de elemento combustível requer um flu

xograma de reprocessamento diferente. Assim, várias técnicas foram desenvolvidas para a dissolução, separação, recuperação e purificação das várias combinações dos materiais físseis e férteis na forma sólida. As maiores dificuldades ao se tratarem combustíveis de composições diferentes, estão, principalmente, nos tratamentos preliminares, que incluem a dissolução e preparação da alimentação, nos processos por via úmida(7).

2.2.2 - Configuração do combustível

Os efeitos da configuração do elemento combustível sólido no reprocessamento também devem ser considerados. Duas formas gerais de combustíveis podem ser consideradas: a placa e a vareta. Tanto a forma como o método de montagem afetam os tratamentos preliminares, especificamente o projeto e dimensionamento do equipamento de dissolução (dissolvedor) e o equipamento de desmontagem mecânica. Além disso, o método para se retirar o encapsamento pode variar bastante e necessitar tratamento especial mecânico ou químico. Para certas formas é possível que o encapsamento seja removido mecanicamente, para outras, ele só pode ser removido por métodos químicos. A forma física e as dimensões do elemento combustível afetarão as taxas de reação da dissolução e estas variações devem ser consideradas no projeto do dissolvedor(7).

No caso do processamento contínuo de combustíveis enriquecidos, as considerações de criticalidade impõem limites às dimensões dos equipamentos. Isto, por sua vez, limita as dimensões do combustível a ser tratado, levando à necessidade de redução mecânica do seu tamanho(7).

2.3 - Preparação do combustível para o reprocessamento

2.3.1 - Introdução

O combustível irradiado ao sair do reator, deve ser armazenado por tempo suficiente para que a radioatividade devida aos produtos de fissão, decaia a um nível tal que não cause danos aos reagentes usados nos métodos de reprocessamento, nem perigos sérios de contaminação. Após o período de resfriamento o combustível deve ser desmontado, dissolvido em dissolvedores apropriados e, a solução do dissolvedor ajustada de modo tal que possa servir de alimentação aos processos de recuperação existentes. Sempre que possível, o encapsamento deve ser removido por meios mecânicos ou químicos, tornando a dissolução núcleo-combustível mais simples que a dissolução combinada capa-núcleo.

2.3.2 - Armazenagem e resfriamento

A armazenagem dos combustíveis irradiados tem como objetivo permitir o decaimento radioativo dos produtos de fissão tais como o Xe^{133} , I^{131} , Np^{239} , U^{237} , Pa^{233} (8).

A armazenagem pode ser feita de várias maneiras diferentes. No 'Oak Ridge National Laboratory' (ORNL) (9), os elementos combustíveis são armazenados sob a água, em longos canais com prateleiras transversais, construídas de modo a não haver perigo de criticalidade. Cada prateleira acomoda uma fila de elementos combustíveis e, entre cada prateleira existem compartimentos de 30 cm de água. O dimensionamento completo de um tanque de estocagem foi realizado, em 1974, por PRADO¹⁰.

O tempo de resfriamento é determinado pelo tempo de decaimento do U^{237} , para combustíveis de urânio de reatores de potência, para os quais são usados métodos de reprocessamento por via úmida. Este tempo é da ordem de 100 dias (11). Ele deve ser suficiente para permitir o tratamento do urânio produto purificado, por contato direto, e para que o I^{131} decaia evitando a liberação de iodo gasoso radioativo na dissolução. O tempo de decaimento do Np^{239} torna-se um fator limite se houver interesse em se recuperar quantitativamente o Pu^{239} , formado a partir do Np^{239} por emissão beta (11).

2.3.3 - Técnicas de processamento mecânico

2.3.3.1 - Introdução

No reprocessamento por via úmida, a efici

ência é diminuída pela presença dos materiais de encapamento e dos componentes estruturais. É necessário então, que estes materiais sejam retirados antes da dissolução, liberando, sempre que possível, um combustível solúvel em ácido nítrico, evitando o uso de solventes mais corrosivos e os problemas associados aos materiais de construção dos dissolvedores(12).

Utilizam-se os métodos de processamento mecânico para efetuar a operação de desmontagem, para remover o encapamento e para reduzir o tamanho do elemento combustível, tornando-o mais fácil de ser manejado. A figura(2.2) mostra esquematicamente como as técnicas de processamento mecânico se aplicam ao reprocessamento.

2.3.3.2 - Desmontagem(12,13,14)

A operação de desmontagem tem como objetivos separar o núcleo e a capa quando fabricados como um único conjunto, remover ou perfurar o invólucro estrutural de modo a tornar os componentes individuais disponíveis para o processamento aquoso imediate ou para o processamento meccânico posterior e remover os componentes das extremidades sem cortar o material físsil ou fértil. Os principais problemas da operação de desmontagem são a escolha do método de corte e o controle das partículas e gases liberados.

Os métodos usados ou testados experimentalmente são: disco de abrasão, serra em fita, serra para metal, maçarico a gás e descarga elétrica. Entre estes, o corte com disco de abrasão é o mais empregado, apesar da limitação da largura mínima de corte que é de

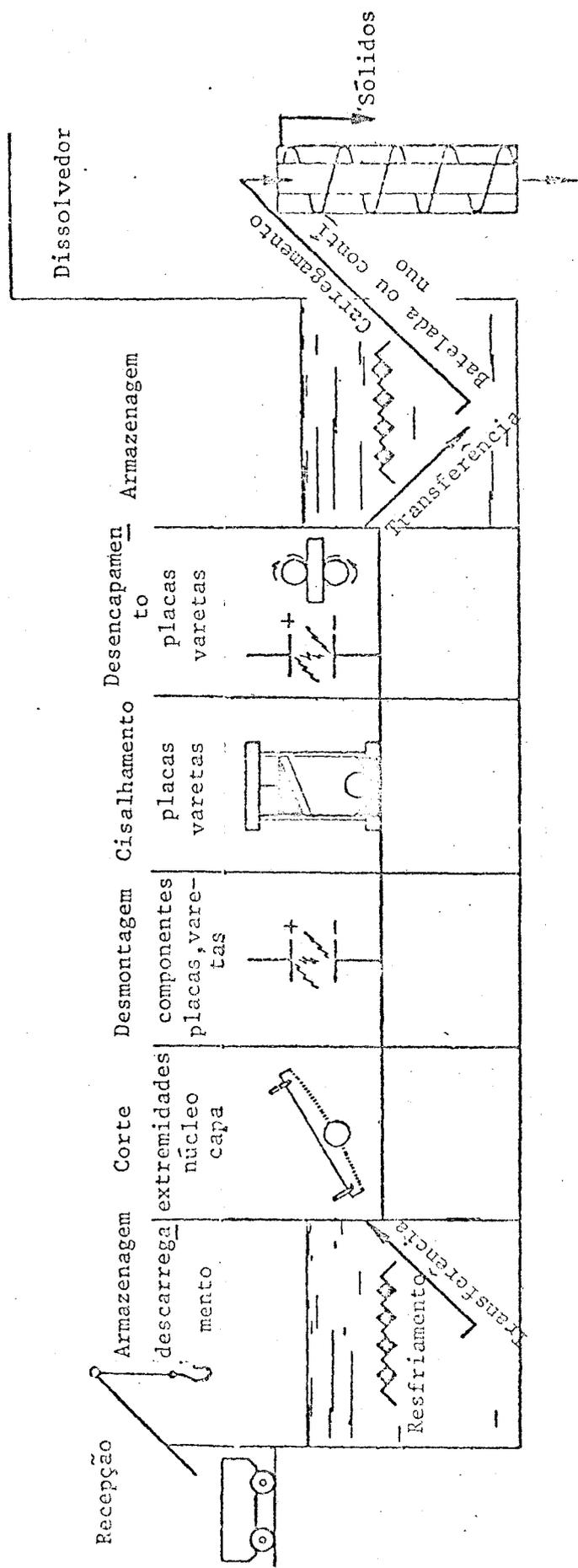


Figura (2.2) - Aplicação das técnicas de processamento mecânico ao reprocessamento (13).

aproximadamente 0,16cm(12). O corte com descarga elétrica possui algumas vantagens, mas não é aconselhável para desmontagens grosseiras se for possível usar outro método. O cortador por descarga elétrica Elox, tem sido usado para cortar o encapsamento em fendas estreitas e em aplicações que necessitem corte pouco espaçados, como os necessários para separar materiais frágeis e férteis.

2.3.3.3 - Cisalhamento(12,15)

O objetivo principal da operação de cisalhamento é liberar núcleos solúveis em ácido nítrico, de combustíveis encapsados com metal insolúvel neste ácido. Os maiores problemas associados ao cisalhamento são as partículas deslocadas, a evolução de gases radioativos e a vida da lâmina de corte.

O cisalhamento é geralmente utilizado quando a remoção do encapsamento é impraticável por outros meios mecânicos ou químicos. O elemento combustível é cortado em pequenos pedaços e o núcleo recuperado por lixiviação seletiva. Ele pode ser aplicado a combustíveis metálicos ou cerâmicos.

2.3.3.4 - Desencapamento(12,13,15)

Com a operação de desencapamento visa-se a reduzir o volume do material a ser processado, simplificar a armazenagem do material das capas (estocando sólidos ao invés de líquidos) e permitir a dissolução de núcleos solúveis em ácido nítrico (eliminando o proble-

ma de descarregar continuamente sólidos do dissolvedor, como é o caso da operação de cisalhamento e lixiviação).

O método de desencapamento mais antigo e mais usado é a extrusão. A barra combustível é conduzida por um tubo guia até a matriz de corte que consiste essencialmente de um buraco realizado em um lingote de aço duro onde a capa é retirada. O endireitador giratório Mackintosh-Hemphill(13) é um dos aparelhos de desencapamento mais utilizados. Em operação, ele reduz a espessura da capa por expansão. Em um funcionamento típico com barras de urânio encapadas com alumínio o diâmetro da capa aumenta cerca de 0,36cm e o comprimento diminui 0,25cm. O encurtamento da capa provoca a remoção das extremidades. Aproximadamente 0,05% de urânio é removido com a capa.

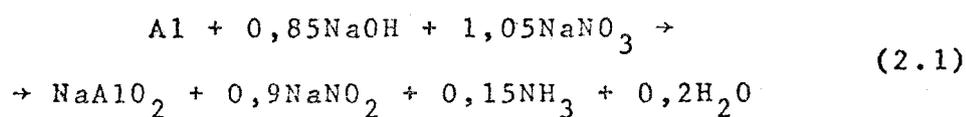
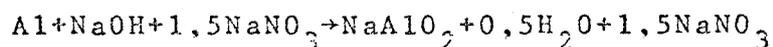
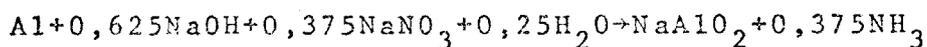
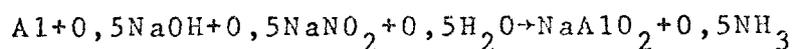
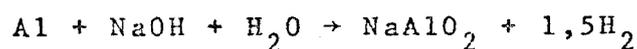
2.3.4 - Remoção química do encapamento

2.3.4.1 - Introdução

A maioria dos elementos combustíveis sólidos existentes é atacada muito rapidamente pelo material refrigerante do reator nas altas temperaturas existentes no núcleo. Eles devem então, ser protegidos da deterioração por uma capa resistente. Esta capa deve ser removida para que o núcleo combustível possa ser dissolvido sem perdas apreciáveis de material combustível. Os métodos de dissolução variam com o material de encapamento. A dissolução é realizada em dissolvedores apropriados. Um estudo detalhado sobre o assunto foi realizado por LOPES¹⁶, em 1974.

2.3.4.2 - Remoção química das capas de alumínio(12, 17, 18,19)

A remoção das capas de alumínio por dissolução em nitrato de sódio é um método bastante desenvolvido e funciona satisfatoriamente em altos níveis de radiação. As reações envolvidas são(17):



Como mostrado nas equações acima há evolução de hidrogênio e amônia durante a dissolução, o que provoca perigo de explosão. Esta evolução pode ser controlada pela presença de nitrato de sódio. A experiência mostra que a evolução de gases é mínima quando as condições se aproximam das da equação (2.1). Ela atinge um mínimo de 3ml/g de alumínio dissolvido se a concentração de nitrato de sódio na solução do dissolvedor não estiver abaixo de 1,2M. Este efeito é aparentemente independente da concentração de soda cáustica.

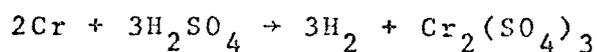
As condições de dissolução são fixadas em razões molares de 1/1,65/1,47 para Al/NaOH/NaNO₃ basea-

das na estabilidade final da solução, na evolução de gases e na taxa de reação. A dissolução leva cerca de 8 horas sendo adicionado inicialmente nitrato de sódio e em seguida NaOH 18M.

2.3.4.3 - Remoção química das capas de aço inoxidável

As capas de aço inoxidável podem ser removidas pelo processo Sulfex(9) no qual é usado ácido sulfúrico 3 a 4M, em ebulição. As taxas de dissolução variam com o tipo de aço inoxidável. As perdas de urânio são de aproximadamente 0,25%. O hidrogênio liberado durante a dissolução deve ser diluído com ar, vapor ou gás inerte para evitar explosão. Os resíduos do processo são neutralizados com hidróxido de sódio e armazenados em tanques de aço fundido(9).

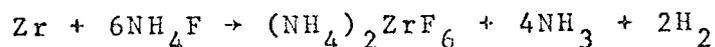
As reações que ocorrem durante o processo são(12,18):



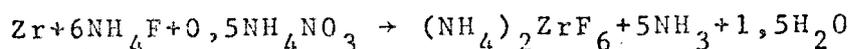
2.3.4.4 - Remoção química das capas de zircônio e Zircaloy

Os núcleos dos elementos combustíveis encapados com zircônio ou Zircaloy, podem ser desencapados pelo processo Zirflex, dissolvendo-se a capa em uma solução de fluoreto de amônio 5 a 6M e nitrato de amônio 0,5 a 1,0M, em ebulição(9).

O zircônio se dissolve em soluções de fluoreto de amônio segundo a reação (12,18):



Adicionando-se nitrato de amônio 1M, que é necessário para dissolver o estanho presente no Zircaloy-2, praticamente não há evolução de hidrogênio. A reação é a seguinte (12,18):



A produção de amônia na reação Zirflex é de 5,0 moles por mol de zircônio dissolvido. Esta amônia deve ser removida por aspersão de vapor ou ebulição rápida sem refluxo para que a solubilidade melhore. Os gases liberados devem ser diluídos para evitar perigos de explosão (9).

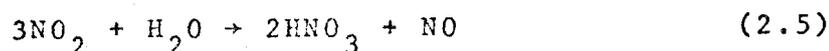
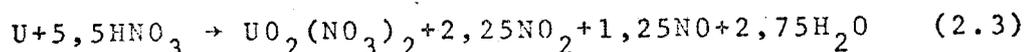
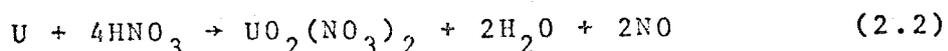
A dissolução pode também ser realizada por uma solução de ácido fluorídrico 2M e ácido nítrico 0,25M, o que evita o problema da remoção de amônia associado ao processo Zirflex. A adição de ácido nítrico, para dissolver o estanho pode ser feita após o desencapamento (9).

2.3.5 - Dissolução do elemento combustível

2.3.5.1 - Combustíveis de urânio (8,17,19,20,21)

A dissolução em ácido nítrico é o método mais utilizado para o urânio metálico porque a solução resultante pode alimentar diretamente sistemas de extração por solvente. A dissolução das barras de urânio após a remoção das capas de alumínio é rápida e completa e não há evolução de hidrogênio. O consumo de ácido nítri

co pode ser reduzido introduzindo-se ar na corrente gasosa para se oxidar os óxidos de nitrogênio formados. As reações que ocorrem são(17):



A principal reação na dissolução do urânio em ácido nítrico, para concentrações menores que 8M, é mostrada na equação (2.2). Em concentrações de ácido nítrico mais altas, o NO_2 é o principal produto gasoso. Na prática inicia-se a reação com HNO_3 13,0M e usando um condensador para os gases, são usados 5,5 moles de ácido por mol de urânio de acordo com a equação (2.3). Cerca de 1,5 a 2 moles de ácido são recuperados usando-se um condensador para oxidar e recuperar o dióxido de nitrogênio de acordo com as equações (2.4) e (2.5). A taxa de dissolução do urânio aumenta com a concentração de ácido nítrico e com o aumento da quantidade de metal na solução. O cisalhamento do urânio metálico ajuda a dissolução, aumentando a área superficial.

Quando o urânio puro é encapado com alumínio, o procedimento usado é remover a capa com uma solução de hidróxido de sódio, separar a solução de desencapamento e, então, dissolver o urânio em ácido nítrico, como foi descrito acima(8). BLANCO e WATSON¹² mostraram que a dissolução simultânea de capas de alumínio e núcleos de urânio, tanto em batelada como contínua, pode ser realizada em ácido nítrico catalisado com nitrato mercúrico. No primeiro caso ($NaOH-HNO_3$) o alumínio das

capas é desprezado como rejeito. Entretanto, na dissolução com ácido nítrico catalisado, o alumínio permanece na solução do dissolvedor. Isto reduz a quantidade de alumínio necessário, nas operações de extração por solvente do processo Redox, para agir como agente salino diminuindo, conseqüentemente, o volume de rejeitos.

2.3.5.2 - Combustíveis de plutônio(12)

Barras de plutônio metálico irradiadas, conhecidas como combustível "Clementine", foram dissolvidas, com sucesso, por um período de 12-20 horas, em uma solução de ácido nítrico 13M e ácido fluorídrico 0,5M, na temperatura de 125°C.

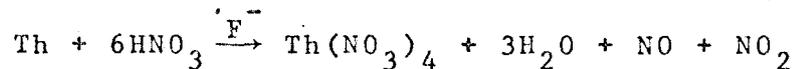
Barras combustíveis na forma de liga plutônio-12% de alumínio foram dissolvidas experimentalmente em uma solução de ácido nítrico catalisado com mercúrio. Os gases liberados foram hidrogênio e óxidos de nitrogênio.

Foi realizada, em ORNL, a dissolução de óxido de plutônio irradiado em uma solução de ácido nítrico 10 a 12M e ácido fluorídrico 0,02M em ebulição. As melhores taxas de dissolução foram obtidas quando o ácido fluorídrico foi adicionado à solução de ácido nítrico, em ebulição, contendo o óxido.

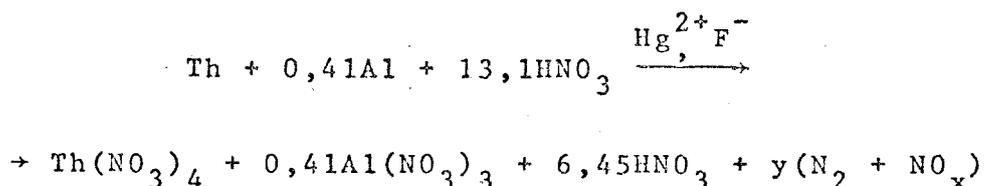
2.3.5.3 - Combustíveis de tório e óxido de tório

O tório e o óxido de tório são facilmente solúveis em ácido nítrico 13M, na presença de íon fluorídrico como catalisador. A dissolução se realiza segun

do a reação(12):



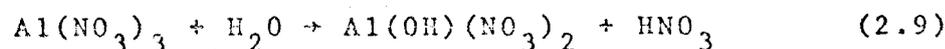
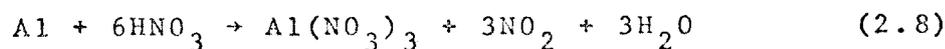
No caso de tório encapado com alumínio(17, 22), a dissolução pode ser realizada com uma solução de ácido nítrico 13M contendo íon mercúrico (Hg^{2+}) na concentração 0,0025M e íon fluorídrico 0,04M segundo a reação(17):

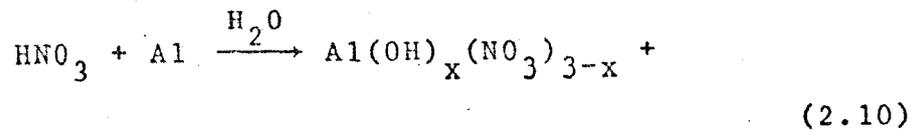


O alumínio complexa o fluoreto e reduz seu efeito corrosivo. Além disso, o alumínio pode ser usado como agente salino no primeiro ciclo de extração por solvente. A composição exata dos gases liberados não é conhecida(17).

2.3.5.4 - Combustíveis liga urânio-alumínio

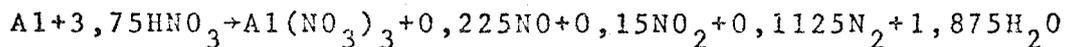
Dissolução em ácido nítrico: as equações para a dissolução do alumínio em ácido nítrico catalisado com mercúrio são as seguintes(12,17):





+ compostos de nitrogênio

A estequiometria da reação depende da concentração de ácido. As quantidades de urânio neste tipo de combustível são geralmente da ordem de um mol por cento e, por isso, podem ser desprezadas do ponto de vista de considerações estequiométricas. As equações (2.6) a (2.8) mostram as reações do alumínio com ácido nítrico em razões molares diferentes. As equações (2.9) e (2.10) mostram a seqüência da formação de soluções deficientes em ácido quando o alumínio se dissolve no ácido formado pela hidrólise, equação (2.9). A equação seguinte descreve a reação completa:

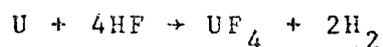


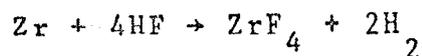
A reação que produz dióxido de nitrogênio diminui com a diminuição da acidez favorecendo, assim, as outras reações. Os gases liberados contêm hidrogênio e a evolução aumenta com a deficiência em ácido(17).

2.3.5.5 - Combustíveis liga urânio-zircônio

Os combustíveis na forma de liga urânio - zircônio podem ser dissolvidos com ácido fluorídrico ou ácido clorídrico.

As principais reações na dissolução de li gas urânio-zircônio em ácido fluorídrico são(23):





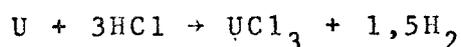
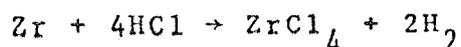
A dissolução libera hidrogênio provocando perigo de explosão, que pode ser evitado diluindo-se o hidrogênio e tomando-se precauções especiais.

A taxa de dissolução aumenta ligeiramente com a temperatura. O dissolvedor provavelmente opera na temperatura de ebulição devido às 140kcal liberadas por mol de zircônio dissolvido(23). Após a dissolução, o sistema deve ser convertido a um estado tal que o urânio possa ser extraído por métodos convencionais, como, por exemplo, extração por solvente.

O processo de dissolução em ácido clorídrico, chamado processo Zircex, pode ser realizado em fase líquida ou gasosa. O processo Zircex foi desenvolvido para processar todos os tipos de combustíveis contendo zircônio. Na fase gasosa, o ácido clorídrico reage com o zircônio e ligas de zircônio, em temperaturas variando de 300 a 600°C, para formar o tetracloreto de zircônio volátil. Muito pouco urânio é volatilizado, posto que, o urânio permanece na forma de UCl_3 que possui pressão de vapor baixa(24).

O processo Zircex é particularmente adequado para remover capas de combustíveis de urânio natural ou ligeiramente enriquecidos, na forma de óxido, porque o óxido não sofre cloração e as perdas de urânio são menores que 0,01%(24).

As reações de cloração na fase gasosa são (12):



No processo Zircex, fase líquida, os elementos combustíveis são dissolvidos em uma mistura de cloreto de amônio e cloreto de alumínio, na presença de ácido clorídrico gasoso. O sal é refluxado a 400°C e o tetracloreto de zircônio formado é removido como produto volátil. A maior parte do sal é, então, removida por destilação e reciclada. O resíduo é dissolvido em ácido nítrico e o cloreto removido por destilação. A principal desvantagem do processo é a corrosão(24).

2.3.5.6 - Combustíveis urânio-aço inoxidável

Os métodos mais adequados para se dissolver combustíveis de aço inoxidável são a dissolução com ácido sulfúrico e a dissolução com ácido clorídrico ou processo Darex.

A dissolução do aço inoxidável em ácido sulfúrico(8,23) resulta inicialmente na formação de hidrogênio e sulfatos de Fe^{2+} , Ni^{2+} , Cr^{3+} e Mn^{2+} . O silício, nióbio e urânio permanecem na forma de uma lama. A segunda etapa da dissolução é a adição de ácido nítrico que oxida o urânio a UO_2^{2+} e o Fe^{2+} a Fe^{3+} . A concentração de ácido sulfúrico deve ser de 6M, um valor que dá uma boa taxa de dissolução sem causar grandes problemas de corrosão. A taxa de dissolução é muito afetada pela temperatura, sendo o ponto de ebulição a melhor temperatura de operação. O reator é aquecido inicialmente com vapor; depois, mantém-se a temperatura de ebulição pela própria

reação, que é exotérmica. O urânio e outros componentes que permanecem insolúveis após o tratamento com ácido sulfúrico são dissolvidos através de uma diluição 1:1 com ácido nítrico 2M, mantendo-se a solução em ebulição por um quarto de hora a uma hora.

No processo Darex(24) os combustíveis encapados com aço inoxidável são dissolvidos continuamente em uma solução de ácido clorídrico 2M e ácido nítrico 5M (8). A solução passa através de uma coluna em contracorrente com vapor azeotrópico de ácido nítrico, onde o ácido clorídrico é reextraído da solução. Os vapores de ácido nítrico e ácido clorídrico são recuperados em um reificador e reciclados para o dissolvedor.

2.3.5.7 - Dissolução ácida de núcleos combustíveis na forma de ligas ou óxidos

Um grande número de ligas de urânio, tório e plutônio, com metais tais como zircônio, nióbio e molibdênio, são usadas como combustíveis. Os óxidos ou óxidos mistos de urânio, plutônio e tório são também muito utilizados. Após as capas serem removidas mecânica ou quimicamente ou os combustíveis cortados em pedaços, a dissolução do núcleo se torna um problema a parte.

Têm sido realizados estudos neste campo, para se determinarem as taxas iniciais de dissolução, principalmente com combustíveis não irradiados, tendo porém sido dissolvidas algumas amostras altamente irradiadas. Alguns problemas ainda não foram resolvidos. Entre eles, o efeito da irradiação e da temperatura nas características de dissolução de ligas e óxidos e na formação de ligas de zircônio e nióbio entre o núcleo

e a capa, sendo estas ligas explosivas em ácido nítrico na ausência de fluor(12).

Os reagentes utilizados nas experiências foram principalmente o ácido nítrico e a água régia(12, 24).

2.3.5.8 - Dissolução eletrolítica

A dissolução eletrolítica, constitui um método excelente para dissolver todos os tipos de elementos combustíveis, apesar de ainda não existir um dissolvedor satisfatório operando em grande escala(12).

Uma grande vantagem da dissolução eletrolítica é a possibilidade de se adaptar à química do nitrato, para a qual as técnicas de extração por solvente já estão bem estabelecidas. A disposição dos resíduos é muito mais fácil do que para outros sistemas de dissolução. A quantidade de gases liberados é menor do que para a maioria dos métodos químicos, sendo evitada a liberação de hidrogênio. Finalmente, o projeto do dissolvedor se torna muito mais fácil, porque os metais irradiados se dissolvem eletroliticamente na mesma velocidade que os metais não irradiados(25).

Um dissolvedor experimental, mostrado na figura(2.3), pode ser considerado como um protótipo representativo do equipamento de uma usina. Neste dissolvedor, o combustível é mantido numa cesta de nióbio perfurada (anódio) que está eletricamente ligada ao eletrodo positivo; o combustível em contato com a cesta se torna anódico. O catódio, que é também de nióbio, circunda o anódio a uma distância de poucos centímetros.

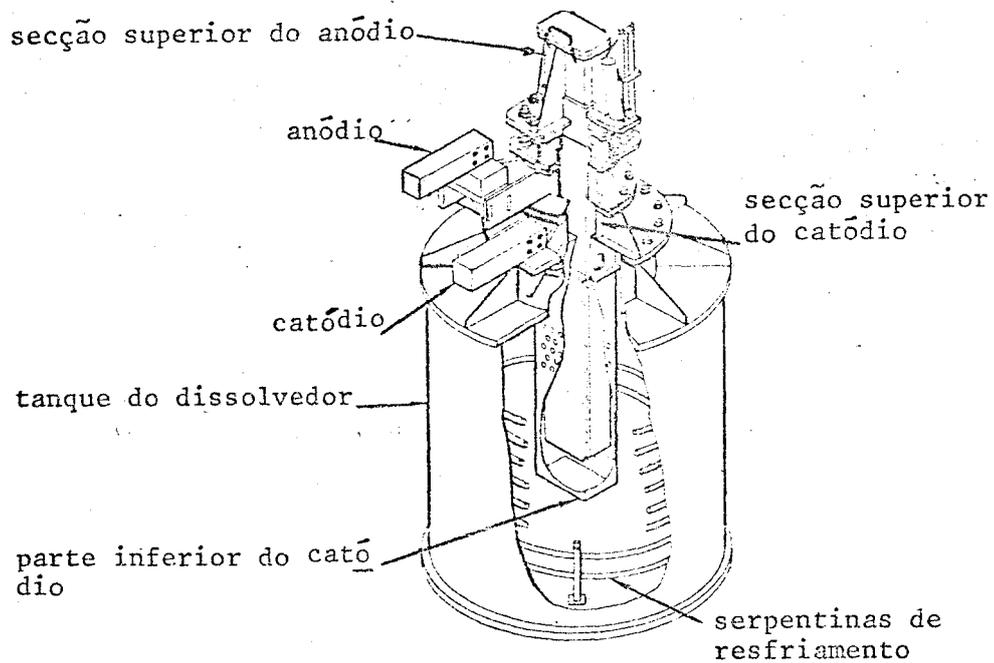


Figura (2.3) - Dissolvedor eletrolítico experimental (25).

Serpentinas de resfriamento mantêm a solução a 90°C aproximadamente, apesar de certamente ocorrer ebulição local em pontos de maior geração de calor(25).

O urânio pode ser dissolvido eletroliticamente em ácido nítrico ou ácido sulfúrico. A dissolução é rápida e completa mas, como o urânio se dissolve rapidamente em ácido nítrico concentrado, não há muito interesse em se desenvolver a dissolução eletrolítica(12). Combustíveis de urânio e zircônio, foram dissolvidos em ácido nítrico 15M e ácido clorídrico 3M. Os resultados não foram muito satisfatórios porque a recuperação de urânio não foi boa(12).

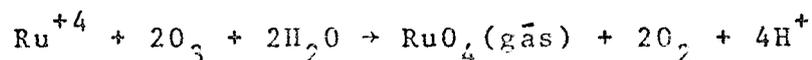
2.3.6 - Processos de descontaminação auxiliares

As soluções resultantes da dissolução de vem ser tratadas química ou fisicamente, a fim de se obter uma descontaminação parcial dos produtos de fissão e para remover os sólidos indesejáveis. O objetivo principal destes tratamentos é remover elementos como o rutênio, zircônio e nióbio, que não podem ser removidos adequadamente nos processo de extração. Um estudo sobre o rutênio no reprocessamento pode ser visto em um trabalho realizado por ALMEIDA²⁶.

O iodo e o urânio são volatilizados durante e após a dissolução e são separados dos gases liberados para impedir sua entrada na atmosfera. A remoção parcial destes produtos de fissão pode ser realizada por técnicas de arrastamento ou carreamento(12).

O arrastamento se refere à passagem de um gás, fornecido externamente, através da solução do dis

solvedor para remover os produtos de fissão voláteis por vaporização(12). O iodo pode ser removido da solução com ar, em temperaturas elevadas, o que melhora a remoção do I^- , I_2 e IO_3^- provavelmente presentes na solução(27). O iodo que não for liberado pode ser mantido na solução pela adição de sais mercúricos(12). O rutênio pode ser oxidado e removido da solução do dissolvedor com ozônio misturado ao ar(27,28). Durante o arrastamento, pouco ozônio é destruído e o que fica no efluente serve de oxidante para o tetróxido de rutênio liberado, diminuindo a redução do rutênio e sua deposição no equipamento em contato com a corrente gasosa(28). Este método possui como limitação a capacidade dos geradores de ozônio. A reação que ocorre é a seguinte(27,28):



Outro método usado para a remoção do rutênio é a oxidação com íon permanganato, possuindo várias vantagens em relação ao uso do ozônio. Os geradores de ozônio são caros e sua instalação e condições de operação aumentam o custo e a complexidade do projeto, da construção e da operação. Além disso, o uso do íon permanganato resulta na formação de dióxido de manganês que pode ser usado na operação de carreamento(27,28).

A operação de carreamento é um tratamento, onde os sólidos em suspensão e os produtos de fissão são removidos da solução do dissolvedor, através da adição de sólidos à solução, seguida de centrifugação ou filtração(12). Além do iodo e do rutênio podem também ser removidos o zircônio e o nióbio. Alguns dos agentes de carreamento investigados são: fibra de papel, óxido de alu

mínio, asbesto, terra de diatomáceas, carvão ativo, lã de vidro, areia do mar lavada e dióxido de manganês. Entre estes o dióxido de manganês apresentou resultados mais satisfatórios(12,28). Ele pode ser precipitado da solução pela redução do permanganato que é usado para oxidar o rutênio. O tratamento permanganato de potássio-dióxido de manganês consiste na adição de uma pequena quantidade de permanganato de potássio à solução do dissolvedor, conversão do permanganato a dióxido por aquecimento, e remoção do dióxido de manganês por centrifugação. Com o dióxido de manganês são removidos 90 a 100% do zircônio e nióbio(27) e 95% do iodo(12).

2.4 - Processos de separação por via seca

2.4.1 - Introdução

Como já foi visto, nem sempre é fácil so-
lubilizar os combustíveis nucleares usados nos reatores. Além do mais, os fluxogramas para os métodos de extração por solvente são bastante complicados; várias etapas têm que ser realizadas antes que o combustível fique pronto para ser novamente usado no reator. Economicamente existem duas conseqüências importantes resultantes de um ciclo de combustível muito complexo. Uma são os gastos para se conduzir cada uma das operações e a outra, a grande quantidade de combustível que é acumulada nas várias etapas do ciclo(29). Devido a estas desvantagens e a outras como o longo tempo de resfriamento e os problemas de disposição de resíduos nos processos por via úmida, foram desenvolvidos alguns métodos de reprocessamento por via seca principalmente com o obje-

tivo de simplificar o ciclo do combustível.

Os métodos de reprocessamento por via seca mais desenvolvidos são os baseados na volatilização de haletos, métodos pirometalúrgicos e piroquímicos. Apesar da aplicação destes métodos acarretar problemas muito difíceis como, por exemplo, operações com materiais fundidos a temperaturas de 1200°C aproximadamente, a preparação e o tratamento do fluoreto de plutônio e problemas com sais corrosivos a altas temperaturas, as experiências e os resultados obtidos até hoje encorajam o desenvolvimento destes processos. Além de reduzir o ciclo do combustível estes processos são muito menos susceptíveis aos danos pela radiação(29).

Todos os processos por via seca, necessitam de um desencapamento mecânico ou químico do combustível antes do processamento(30).

2.4.2 - Processos de volatilização de haletos(20,29,31,32,33)

A aplicação dos processos de volatilização de haletos, tira vantagem das diferenças de volatilidade dos haletos formados pela halogenação do combustível nuclear. Os halogênios utilizados para estes processos são o iodo, o cloro e o flúor, sendo o processo baseado na volatilidade de fluoretos o mais utilizado.

No processo de volatilização de fluoretos, todos os elementos presentes no combustível são convertidos a fluoretos. O hexafluoreto de urânio formado pode então ser separado por destilação. Este processo tem sido aplicado a combustíveis enriquecidos, ligas urânio

-plutônio e a separação tório-urânio-233. Quando ligas urânio-plutônio são processadas, o combustível pode ser dissolvido em trifluoretos de bromo ou de cloro, com a formação direta de hexafluoreto de urânio. Este é separado dos agentes fluoretantes e produtos da reação por destilação. O plutônio permanece no dissolvedor como tetrafluoreto de plutônio insolúvel e pode ser dissolvido com uma solução de nitrato de alumínio e descontaminado por extração por solvente ou, então, transformado a hexafluoreto e removido do dissolvedor como gás. No processamento de combustíveis enriquecidos, deve-se usar um método diferente de fluoretação porque os trifluoretos de bromo e cloro não reagem muito bem com o alumínio, zircônio e aço inoxidável, normalmente presentes nestes combustíveis. Neste caso, a fluoretação é realizada com sais de fluoreto fundidos. O elemento combustível é imerso em um sal fundido e dissolvido por borbulhamento com ácido fluorídrico. Forma-se, então, o tetrafluoreto de urânio que é transformado a hexafluoreto e posteriormente descontaminado por destilação ou por ciclos de sorção e dessorção em fluoreto de sódio.

Este processo tem como desvantagem o custo relativamente alto do flúor.

2.4.3 - Processos pirometalúrgicos

2.4.3.1 - Introdução

A possibilidade de se separarem elementos físséis, férteis e produtos de fissão por meio de reações via seca de natureza metalúrgica, foi reconhecida inicialmente no Projeto Manhattan. Desde 1953, as investigações experimentais de processos desta natureza têm

side realizadas em ritmo acelerado principalmente em vista do crescente interesse do uso de combustíveis líquidos que necessitam de processamento pirometalúrgico (34,35).

O desenvolvimento destes processos visa a (36,37): diminuir o tempo de resfriamento diminuindo assim as despesas, enriquecer o combustível, controlar a qualidade metalúrgica do combustível e recuperar os danos devidos à irradiação.

Uma vantagem importante dos processos pirometalúrgicos em relação aos processos de extração por solvente, ou aos processos de volatilização, é a retenção de elementos de ligação úteis, diminuindo, assim, o custo de refabricação dos combustíveis e reduzindo o volume de resíduos por mais da metade. Em contraste com os processos de extração por solvente e volatilização de fluoratos, os processos pirometalúrgicos não removem muitos dos produtos de fissão, o que não chega a ser problema porque estes processos foram desenvolvidos principalmente para combustíveis de reatores rápidos onde o efeito da absorção de neutrons pelos produtos de fissão não é muito importante(36). Nestes processos, uma fase metálica líquida é sempre usada, de um modo ou de outro. Assim, sendo, temperaturas elevadas são sempre necessárias e devido à baixa descontaminação os combustíveis devem ser tratados por operações remotas(36).

Alguns dos mecanismos de purificação pirometalúrgica mais utilizados são(35,36): extração por solvente, cristalização fracionada ou precipitação, escorificação das impurezas e volatilização.

2.4.3.2 - Extração por solvente(9,30,34,36)

Os processos pirometalúrgicos de extração por solvente incluem dois tipos: extração metal-líquido e extração sal fundido. Estes processos geralmente incluem uma ou mais das seguintes etapas: dissolução do material combustível em um metal líquido adequado, cristalização seletiva, extração por metais imiscíveis ou sais fundidos, formação seletiva do composto, volatilização e oxidações-reduções seletivas entre o metal e as fases salinas usando eletrólise ou oxidantes e redutores apropriados. Nos processos metal-líquido deve-se utilizar um metal líquido que possa ser removido completamente por destilação, recuperando, assim, o material físsil. Os metais mais utilizados são a prata, o magnésio, o zinco e o cádmio. Dos processos sal fundido, o mais utilizado é o que emprega o tetrafluoreto de urânio, dissolvido em uma solução eutética de fluoreto de lítio-fluoreto de cálcio, para deslocar o plutônio do urânio metálico irradiado líquidofeito.

2.4.3.3 - Cristalização fracionada(30)

Nos processos de cristalização fracionada, as separações são realizadas resfriando-se soluções de urânio, plutônio ou tório em um metal líquido, de ponto de fusão baixo, de modo a precipitar um elemento actínido como um composto intermetálico com o solvente metálico. Os solventes metálicos líquidos mais estudados são o zinco, o cádmio, o magnésio e o chumbo. Entre estes, o zinco ou zinco em forma de ligas são os mais empregados. Os primeiros estudos experimentais utilizando zinco líquido, levaram a um processo conhecido como Piro -

zinco. Este processo utiliza a propriedade do zinco de dissolver a maioria dos combustíveis e materiais estruturais existentes, sendo que o urânio forma compostos insolúveis como U_2Zn_{17} e UZn_9 .

2.4.3.4 - Purificação por escorificação(30,36)

O processo baseia-se na adição de oxigênio ao urânio irradiado liquefeito, havendo então a formação de óxidos, preferencialmente com os produtos de fissão terras raras e ítrio, que são separados na forma de uma espuma flutuante ou então ficam agarrados nas paredes do recipiente onde se realiza o processo. O zircônio pode ser removido pela adição de carbono, formando um carbureto de zircônio insolúvel. O oxigênio necessário pode ser fornecido pelo próprio recipiente na forma de um óxido, pelo controle da atmosfera do recipiente ou, então, pela adição de óxidos menos estáveis como dióxido de zircônio.

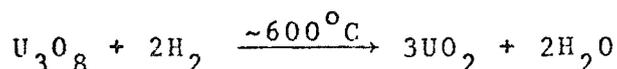
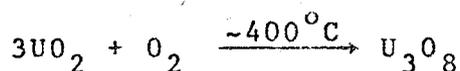
2.4.3.5 - Volatilização dos produtos de fissão(36)

No processo de volatilização, a descontaminação pode ser efetuada, simplesmente, fundindo-se um combustível metálico. Gases raros são liberados e a maioria dos metais alcalinos e alcalinos-terrosos são evaporados junto com as terras raras. Metais refratários, como rutênio, zircônio e nióbio não são removidos por volatilização.

2.4.4 - Processos piroquímicos(30,36,38)

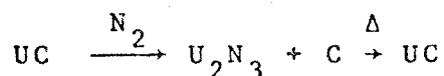
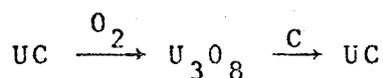
Vários métodos químicos a alta temperatu-

ra, foram estudados para reprocessar combustíveis na forma de óxidos ou carburetos. Entre estes processos estão a nitretação-carburetação, oxidação-redução e eletrólise de cloretos fundidos. O mais desenvolvido é um processo de piro-oxidação-redução conhecido como processo AIROX. Para este processo, as barras combustíveis são perfuradas em intervalos regulares e o combustível é oxidado a 400°C. O pó de octóxido de triurânio (U_3O_8) formado, pode ser separado do encapsamento e submetido a ciclos de redução e oxidação. Os gases raros, iodo e césio são removidos durante esta etapa; parte do telúrio é também eliminada. A maior parte do rutênio pode ser removida realizando-se uma das oxidações a 725°C. As terras raras permanecem com o urânio. As reações para o urânio são(38):



O pó de dióxido de urânio resultante é então enriquecido, misturado a aditivos peletizantes, granulado, peletizado e sinterizado.

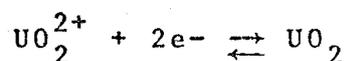
O carbureto de urânio pode ser tratado de maneira semelhante(38):



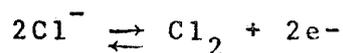
Além da descontaminação dos produtos de fissão voláteis,

consegue-se também alguma descontaminação durante a con
versão a alta temperatura. A redução carbotérmica e a
denitretação eliminam a maior parte do césio e estrôn
cio e parte das terras raras.

No processo eletrólise de sais fundidos, ô
xidos de plutônio, urânio ou tório são dissolvidos em
um sal de cloreto fundido e, então, reconstituídos ele
trolíticamente. As reações são realizadas bem abaixo dos
pontos de fusão dos ôxidos, resultando em produtos cris
talinos de densidade teórica. Para o dióxido de urânio
a reação do catódio é(36):



e a reação do anódio(36)



Os produtos de fissão menos reativos (Zr, Nb, Mo e Ru) são
coletados como uma lama anódica, os gases raros se des
prendem no anódio e os produtos de fissão metálicos ati
vos tendem a se concentrar no banho salino. O plutônio
na forma de PuCl_3 permanece no sal, de onde pode ser re
cuperado por volatilização.

2.5 - Processos de separação por via úmida

2.5.1 - Introdução

Os objetivos dos processos de separação , que serão discutidos neste capítulo, são(4): separar, a pós a irradiação, o material físsil e fértil dos resí duos do próprio combustível e da dissolução e desconta minar este material dos produtos de fissão e outros ma teriais químicos introduzidos nos processos de separa ção. O grau de separação e descontaminação necessário de pende da posterior utilização do material recuperado. A prática atual recomenda fatores de descontaminação para raios gama da ordem de 10^6 - 10^8 para o urânio, plutônio e tório recuperados. Além deste grau de descontaminação, as operações do processo devem, também, permitir uma recu peração dos materiais valiosos maior que 99,5%(4). A ta bela 2.1 resume alguns critérios para a escolha e proje to dos processos de separação por via úmida. Não será

Tabela 2.1

CRITÉRIO PARA ESCOLHA E PROJETO DOS
PROCESSOS DE SEPARAÇÃO POR VIA ÚMIDA(4)

Processo

1. Operação remota
2. Reagentes químicos estáveis à radiação e ao calor
3. Carga inventariada no processo mínima

Segurança

1. Massa crítica dentro dos limites seguros
2. Reagentes químicos compatíveis e não nocivos
3. Contaminação controlada e contida

Equipamentos

1. Duração longa
2. Eficientes e de fácil manutenção

Economia

1. Recuperação superior a 99%
2. Volume de resíduos mínimo
3. Menor número possível de etapas de processamento

Qualidade do produto

1. Alta pureza
2. Alta descontaminação

feita aqui uma análise detalhada de como cada um dos critérios da tabela se relacionam ao desenvolvimento do processo. Os processos existentes, na maioria das vezes, não preenchem todos estes critérios na extensão desejada. Entretanto, os processos que serão descritos preenchem estes critérios em uma extensão razoável e prática, sendo possível obter um balanço satisfatório dos muitos fatores que devem ser considerados.

Os processos de separação por via úmida mais empregados são os de extração por solvente, troca iônica e precipitação, os dois últimos sendo frequentemente usados para suplementar as operações de extração por solvente(39). Entre os três, o único usado em escala industrial é o de extração por solvente. Baseia-se na diferente distribuição de compostos de interesse entre dois líquidos praticamente imiscíveis, que são postos em contato, para que se estabeleça o equilíbrio sendo posteriormente separados(40). O valor da extração por solvente está na facilidade com que se adapta a operação com muitos estágios sem aumento do consumo de calor ou de reagentes. Isto torna o método praticamente útil quando uma purificação muito grande for necessária, ou quando as substâncias a serem separadas tiverem propriedades tão semelhantes que uma única precipitação ou cristalização não consiga o grau necessário de separação (40). Entre os processos de extração por solvente destacam-se o Purex, o Redox e o Thorex.

2.5.2 - Processos de troca iônica

Os processos de troca iônica foram desenvolvidos para concentrar o material físsil e para se obter uma melhor descontaminação dos produtos de fissão e

de corrosão. Eles foram desenvolvidos especificamente para o plutônio produto dos processos Purex e Redox e para o urânio do processo Thorex. Entretanto, eles podem também ser aplicados à separação do urânio e plutônio (41). A troca iônica como método de separação primário é limitada pelos seguintes fatores(39): tanto o plutônio como o urânio são absorvidos pela resina trocadora de íons, de modo que não se consegue uma separação muito eficiente; o leito de resina fica sujeito a intensos campos de radiação sempre que soluções que não foram resfriadas por longos períodos forem processadas diminuindo a capacidade da resina. Por outro lado, o desenvolvimento dos processos de extração por solvente, que dão resultados mais satisfatórios para a recuperação tanto do urânio como do plutônio, diminuiu o interesse do uso da troca iônica como um método de separação primário(39).

As resinas trocadoras de íons podem ser divididas em dois grupos: aniônicas e catiônicas. Para a separação do plutônio das impurezas tanto a catiônica como a aniônica podem ser usadas, sendo possível, também, usar uma combinação das duas(42).

Em um processo desenvolvido para troca aniônica(4,43), o plutônio é absorvido da solução do dissolvente pela resina Dowex 1, em duas séries de colunas interligadas. O urânio é recuperado em uma operação subsequente de extração por solvente. Com uma razão urânio-plutônio igual a 1500/1, a capacidade da resina é cerca de 2mg de plutônio/ml de resina. O plutônio é eluído do leito de resina com nitrato de hidroxilamina. A hidroxilamina é destruída, e a solução de plutônio é levada a uma segunda série de leitos de resina.

Durante os primeiros trabalhos de troca catiônica, os melhores resultados foram obtidos com a resina chamada Amberlite IR-1 (39). Foi obtido um rendimento de 95% para o plutônio através de um processo constituído pelas seguintes etapas(39): adsorção na resina catiônica de todo o plutônio e uma fração do urânio e produtos de fissão de uma solução contendo 10% de nitrato de uranila; eluição preferencial do urânio com ácido nítrico 0,25N; eluição preferencial da maior parte dos produtos de fissão com uma solução de ácido oxálico diluído (0,04M); eluição do plutônio com ácido oxálico mais concentrado (0,4M); eluição dos produtos de fissão restantes com uma solução de bissulfato de sódio (1,25M).

2.5.3 - Processos de precipitação(39,40,44)

O processo Fosfato de Bismuto, que é um processo de precipitação para recuperação e descontaminação de plutônio do urânio metálico irradiado, é o único processo de precipitação usado em escala industrial como método de separação primário. Outro processo de precipitação existente é o Fosfato de Amônio - Uranila (UAP), desenvolvido para recuperar o urânio dos resíduos do processo Fosfato de Bismuto. Apesar de normalmente não serem importantes como métodos de separação primários, eles têm importância em operações preliminares para remoção dos produtos de fissão nas etapas de concentração do plutônio e disposição de resíduos.

O processo Fosfato de Bismuto separa o plutônio na forma de um sal relativamente puro. O urânio não é recuperado, mas armazenado junto com a maior parte dos produtos de fissão. O processo usa fosfato de

bismuto e fluoreto de lantânio como agentes carreadores da precipitação. A não recuperação do urânio, o alto custo dos reagentes químicos e as perdas relativamente altas de plutônio comparadas com as dos processos de extração por solvente constituem as maiores desvantagens deste processo.

2.5.4 - Processos de extração por solvente

2.5.4.1 - Introdução

Os processos de extração por solvente foram desenvolvidos com os seguintes objetivos(6):

- separação de plutônio do urânio natural,
- separação do urânio enriquecido do alumínio e outros diluentes e materiais de encapsamento e
- separação do U^{233} , tório e protoactínio.

Por uma série de razões eles constituem os métodos de separação por via úmida mais utilizados para combustíveis nucleares. Assim, existem vários solventes orgânicos que possuem uma afinidade muito maior para os constituintes valiosos (urânio, plutônio ou tório) dos combustíveis nucleares do que para as impurezas (produtos de fissão e outros contaminantes). Por outro lado, os equipamentos de extração por solvente tratam apenas soluções aquosas de nitrato e solventes orgânicos em temperaturas moderadas e à pressão atmosférica. Além disso, o processo pode ser facilmente adaptado à operação contínua em contracorrente, usando-se equipamentos simples, resultando em alta descontaminação(39).

A escolha do solvente orgânico depende da sua seletividade em relação aos produtos desejados, da facilidade com a qual estes produtos podem ser reextraídos do material orgânico após a extração, da estabilidade aos agentes químicos e à radiação, da imiscibilidade da mistura aquosa-orgânica, da densidade relativa das duas correntes, da possibilidade de recuperação, da inflamabilidade e do custo(6). Vários solventes são adequados para a extração dos materiais físseis e férteis. Alguns dos extratores utilizados podem ser vistos na tabela 2.2 e alguns dos processos desenvolvidos, na tabela 2.3.

Os processos de extração por solvente foram desenvolvidos para tratar tipos diferentes de soluções de alimentação e ser conduzidos em uma grande variedade de equipamentos em conjunção com vários processos auxiliares diferentes. Assim sendo, não é possível fazer uma comparação detalhada dos processos. Entretanto, os processos de extração por solvente usando fosfato de tributila (FTB) ou hexona, são normalmente considerados superiores a outros processos aquosos. Muitos processos têm sido investigados em escala de laboratório não levando a nenhum desenvolvimento tecnológico posterior, por isso, é improvável que os processos investigados suplantem os processos que usam a hexona ou o fosfato de tributila(39).

2.5.4.2 - Definições e nomenclatura

Antes de iniciar a descrição de alguns processos de extração por solvente, serão sintetizados e definidos alguns princípios básicos comuns a todos os processos, segundo STEVENSON e SMITH³⁹:

Tabela 2.2

EXTRATORES PARA OS PROCESSOS DE EXTRAÇÃO POR SOLVENTE (6)

Solvente	Nome químico	Diluyente	Usado para separar	Agente salino
Hexona	Metil-isobutil cetona	Nenhum	U e Pu de produtos de fissão	$Al(NO_3)_3$
FTB	Fosfato de tri-n-butila	Fração de querosene	U, Pu e Th de produtos de fissão	HNO_3
Carbitol	Eter dibutílico de etilenoglicol	Nenhum	U e Pu de produtos de fissão	HNO_3
Pentaeter	Eter dibutílico de tetraetilenoglicol	Nenhum ou eter butílico	U e Pu de produtos de fissão	HNO_3
Trigly	Dicloreto de triglicol	Nenhum	U e Pu de produtos de fissão	$Al(NO_3)_3$
TTA	Tenoil trifluoracetona	Benzeno	Pu de produtos de fissão	Nenhum
DIPC	Diisopropil carbinol	Nenhum	U de produtos de fissão	Nenhum
Cellosolve	Eter monobutílico de etilenoglicol	Nenhum	U de produtos de fissão	$Al(NO_3)_3$
DIPE	Eter diisopropílico	Nenhum	U de produtos de fissão	$Al(NO_3)_3$

Tabela 2.3

PROCESSOS DE EXTRAÇÃO POR SOLVENTE PARA A SEPARAÇÃO QUÍMICA DE MATERIAIS FÍSSEIS E FÉRTIS (39)

Processos	Solvente	Agente salino	Alimentação(metal)	Produtos
PARA SEPARAÇÃO E DESCONTAMINAÇÃO DO U e Pu				
Redox	Hexona	$Al(NO_3)_3$	U natural, capa Al	U, Pu
Purex	FTB, 30% vol. em hidrocarboneto	HNO_3	U natural, capa Al	U, Pu
Quelação	TTA em benzeno	HNO_3	U natural	Pu
Butex	Eter dibutílico de dietilenoglicol	NH_4NO_3, HNO_3	U natural	U, Pu
Halex	FTB, 30% vol. em CCl_4	HNO_3	U natural, capa Al	U, Pu
PARA SEPARAÇÃO E DESCONTAMINAÇÃO DE U ENRIQUECIDO				
Hexona-25'	Hexona	$Al(NO_3)_3$	Liga U-Al	U enriquecido
TBP-25	FTB, 4,5% vol. em CCl_4	$Al(NO_3)_3, HNO_3$	Liga U-Al	U enriquecido
PARA SEPARAÇÃO DE U^{233} , Pa e Th				
Hexona-Urânio-233	Hexona	$Th(NO_3)_4, Al(NO_3)_3$	Th, capa Al	U-233
Interim-Urânio-233	FTB, 1,5% vol. em hidrocarboneto	$Al(NO_3)_3, HNO_3$	Th, capa Al	U-233
Thorex	FTB, 42,5% vol. em hidrocarboneto	$Al(NO_3)_3, HNO_3$	Th, capa Al	U-233, Th

- Razão de distribuição, coeficiente de distribuição ou coeficiente de partição - é a razão entre as concentrações de um determinado soluto em cada uma das fases líquidas em equilíbrio. É geralmente representado por D . Na extração por solvente uma fase líquida é a solução aquosa e a outra, um composto orgânico ou mistura.

- Extração e reextração - quando uma solução aquosa é colocada em contato com uma fase líquida imiscível, e ocorre a transferência de um soluto específico de tal modo que a sua concentração na fase aquosa diminua e sua concentração na outra fase aumente de uma quantidade correspondente, a operação é chamada extração. Quando o contato resulta no aumento da concentração do soluto específico na fase aquosa e na redução de sua concentração na outra fase, a operação é chamada reextração.

- Lavagem - é uma operação na qual uma solução impura de constituintes valiosos é colocada em contato com uma fase imiscível de composição adequada, para efetuar a transferência de uma fração substancial de impurezas para a segunda fase, com uma transferência pequena dos constituintes valiosos. Em geral a transferência é para a fase aquosa; assim a operação de lavagem é um caso especial de reextração.

- Contator - é um equipamento no qual as fases líquidas imiscíveis são colocadas em contato, com o objetivo de facilitar a transferência de massa entre as fases. Os contadores utilizados incluem colunas de recheio, colunas pulsadas, misturadores-decantadores. Eles são projetados para realizar operações de extração, reextração e lavagem. Geralmente, a extração e a lavagem são realizadas em um mesmo contator, enquanto a reextra

ção é realizada em outro. O dimensionamento de uma coluna de extração para o processo Purex pode ser visto em um trabalho realizado por SOARES⁴⁵, em 1973.

- Descontaminação - fatores de descontaminação aritmético e logarítmico. O termo descontaminação é usado no reprocessamento de combustíveis nucleares, para designar a purificação dos constituintes valiosos das impurezas ou contaminantes indesejáveis. O fator de descontaminação aritmético, simplesmente chamado fator de descontaminação, para uma dada etapa do processo, é a razão pela qual a quantidade de impurezas do constituinte valioso é reduzida nesta etapa. Chamando a concentração do contaminante *i* na alimentação de $(C_i)_a$; a concentração do contaminante *i* no produto de $(C_i)_p$; a concentração do constituinte valioso na alimentação e no produto, respectivamente, de $(C_v)_a$ e $(C_v)_p$ o fator de descontaminação FD é definido pela expressão:

$$FD = \frac{(C_i)_a / (C_v)_a}{(C_i)_p / (C_v)_p}$$

É mais conveniente expressar a descontaminação em termos do fator de descontaminação logarítmico, que é representado por dF e definido pela expressão:

$$dF = \log_{10}(FD)$$

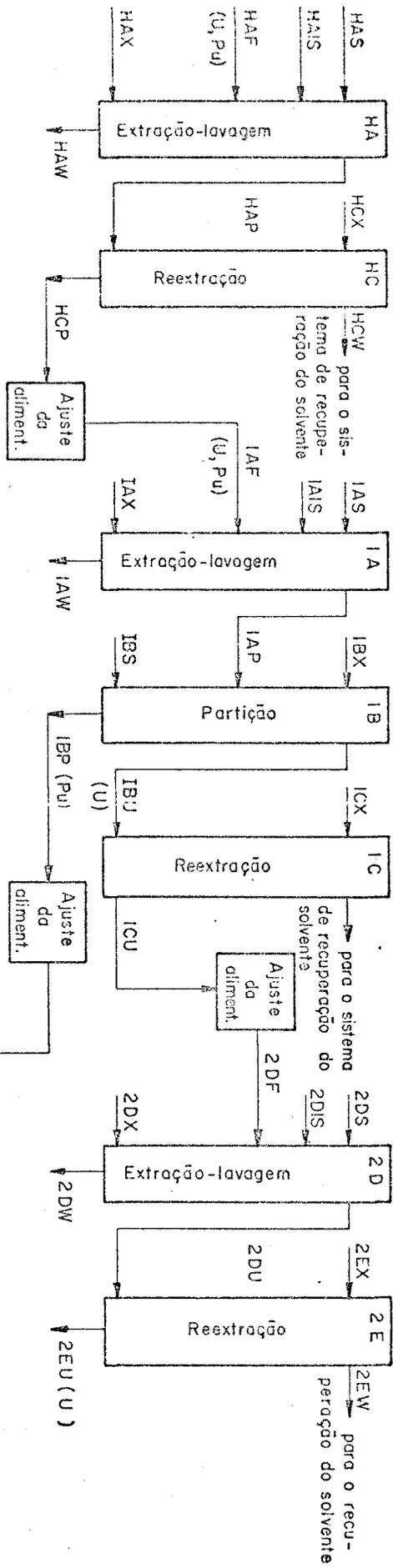
- Ciclos de extração - um ciclo de extração por solvente consiste em uma operação de extração, uma ou mais operações de lavagem e uma operação de reextração. Quando uma mistura de dois ou mais constituintes valiosos é processada através de um ciclo de extração por solvente que descontamina mas não os separa, o

ciclo é chamado ciclo de descontaminação conjunta. Uma operação na qual os constituintes valiosos são separados e recuperados é chamada partição e o ciclo chamado ciclo de partição. As vezes é também usado um pré-ciclo que remove certos produtos de fissão antes da extração por solvente.

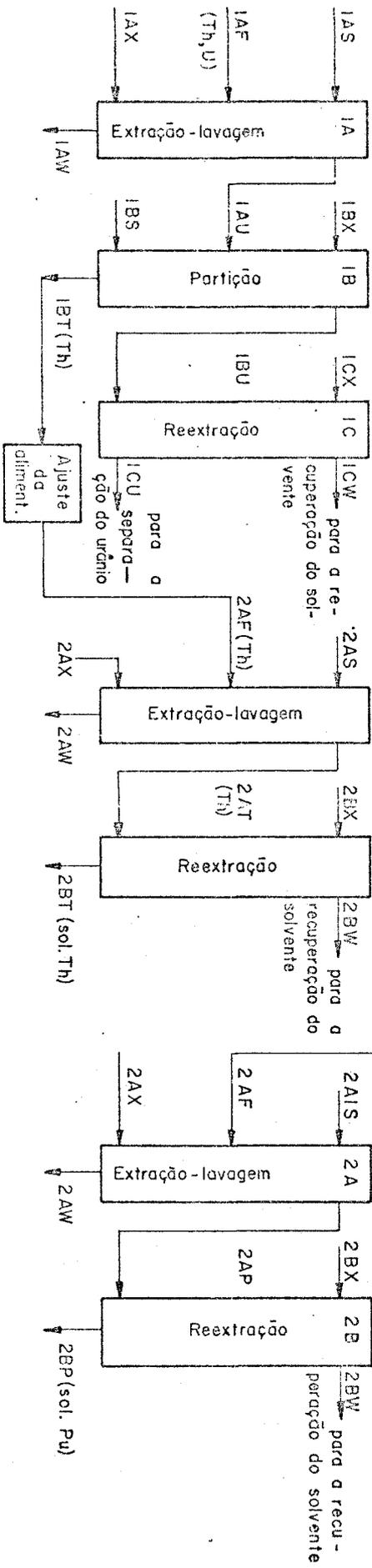
- Nomenclatura para as correntes e equipamentos - na figura (2.4), tem-se um fluxograma esquematizado dos processos de extração por solvente mostrando: um processo geral de três ciclos para o urânio e o plutônio e um processo geral de dois ciclos para o U^{233} e o tório (o segundo ciclo para o urânio não é mostrado). Na figura (2.4), os contadores são designados por uma letra ou por um número para definir o ciclo, seguido de uma letra para designar sua função. Assim, os contadores para a operação extração-lavagem de urânio-plutônio, plutônio, urânio-tório e tório, são chamados contadores tipo A. Os contadores para a extração-lavagem do urânio separado, são designados pela letra D. Os contadores para a reextração do plutônio, para a partição urânio-plutônio ou para a partição tório-urânio, são chamados contadores B. Os contadores para a reextração de urânio-plutônio, urânio, tório ou protoactínio, são designados pela letra C. Os contadores para a reextração do urânio após os contadores D, são designados pela letra E. Para os processos de extração que utilizam um pré-ciclo para a remoção de certos produtos de fissão, é usada a letra H para identificar os contadores e as correntes. No processo Purex, por exemplo, a função da coluna é especificada pelo uso de uma letra adicional como coluna 1BS (lavagem 1B) e coluna 1BX (extração 1B).

As correntes de entrada são designadas por uma notação de três símbolos, que identifica o contador

Ciclo de descontaminação conjunta, U-Pu



Ciclo de partição, U-Pu



Ciclo de partição, Th-U

Ciclo de descontaminação do Th

Ciclo de descontaminação do Pu

Figura (2.4) - Fluxograma esquematizado para os processos de extração por solvente U-Pu e Th-U(39).

e indica o objetivo da corrente. Assim, as letras F, X, S e IS são empregadas para significar, respectivamente, correntes de alimentação, extração, lavagem e lavagem intermediária. Esta notação é empregada tanto para as correntes aquosas como para orgânicas.

As correntes efluentes são designadas por três símbolos que identificam o contator e a composição da corrente. Assim, a letra P é usada para representar uma corrente produto contendo plutônio, plutônio e urânio, ou U^{233} e tório. As correntes produto contendo somente urânio são indicadas pela letra terminal U e, as que contem só tório pela letra T. As correntes efluentes contendo quantidades desprezíveis de material fissil ou fértil, são indicadas pela letra terminal W para resíduos ou R para refinado. Esta notação também é usada tanto para correntes aquosas como orgânicas.

2.5.4.3 - Preparação da alimentação

2.5.4.3.1 - Introdução

As soluções do dissolvedor são geralmente tratadas, a fim de constituírem alimentações para as colunas do primeiro ciclo de extração e com o objetivo de impedir a precipitação e melhorar a eficiência das etapas de extração e reextração. Os tratamentos mais utilizados são: ajuste das concentrações iônicas e hidrogeniônicas (pH) por ebulição ou diluição, digestão para desidratar os materiais silicosos e ajustar os estados de oxidação aos níveis desejados e a clarificação por centrifugação ou filtração(8,39).

2.5.4.3.2 - Processo Purex(17)

Inicialmente as partículas sólidas são removidas da solução por centrifugação e lavadas com água e ácido nítrico diluído. Em seguida, todo o U (IV) presente é oxidado a U (VI) e o Pu (III) oxidado a Pu (IV) pela ação de nitrato através de auto-calálise envolvendo traços de ácido nitroso (HNO_2). A reação de dissolução deve terminar enquanto a solução estiver ainda ligeiramente ácida, para impedir a formação de um polímero insolúvel de Pu (IV). O Pu (III) e o Pu (VI), ainda presentes, são convertidos a Pu (IV) por adição de nitrato de sódio e a solução é digerida por uma hora a 50°C . Esta adição pode não ser necessária na presença de altos níveis de radiação onde o nitrato se decompõe a nitrito. Como a taxa de redução do Pu (VI) a Pu (IV) aumenta na presença de íon férrico, adiciona-se à solução sulfato férrico até a concentração 0,01M, para assegurar a redução completa.

2.5.4.3.3 - Processo Redox(12,17)

Para o processo Redox, torna-se a solução 0,09M em dicromato de sódio ($\text{Na}_2\text{Cr}_2\text{O}_7$) e 0,04M em permanganato de potássio (KMnO_4). Em seguida, ferve-se a solução por quatro horas, antes da centrifugação, para se oxidar o Pu (IV) a Pu (VI) e volatilizar o Ru (IV) como tetróxido de rutênio (RuO_4). O manganês é subsequentemente convertido a dióxido de manganês pela adição de nitrato cromoso e o precipitado removido por centrifugação. A alimentação deve conter $\text{Na}_2\text{Cr}_2\text{O}_7$, 0,1M, a fim de manter o Pu (VI) oxidado. O ajuste final é feito pela adição de uma solução de hidróxido de sódio para tornar a solução deficiente em ácido.

2.5.4.3.4 - Processo Thorex(12,17,22)

Para o processo Thorex, o produto do dissolvedor, que é uma solução de tório 1M e ácido nítrico 6,5M, é transferido para um tanque de preparação da alimentação onde o excesso de ácido nítrico é evaporado até que se consiga uma solução ácido deficiente 0,2M. Segue-se uma digestão por uma hora a 155°C, para se converter o rutênio a uma forma não extraível. A solução é, então, diluída com água até uma concentração apropriada para a alimentação da coluna de extração por solvente. Não é necessário clarificar esta solução, posto que, a sílica foi desidratada pela etapa de digestão a um estado em que não é capaz de formar emulsão.

2.5.4.3.5 - Clarificação(12)

Nos processos nos quais uma etapa preliminar de precipitação não for realizada, deve-se centrifugar ou filtrar a solução do dissolvedor para se remover o material sólido. Este material é principalmente sílica, presente em várias formas como ácido silícico, silício elementar e silicetos de urânio insolúveis. No processo Purex, o material sólido pode ser facilmente removido por centrifugação em uma centrífuga Byrd de 122cm de diâmetro operando a 150rpm.

2.5.4.4 - Processos para o tório e urânio

2.5.4.4.1 - Processo Hexona-Urânio-233(6,46)

O processo Hexona-Urânio-233 foi desenvolvido para a descontaminação e recuperação do U^{233} do tório

rio metálico irradiado. Ele deve ser usado somente para materiais que decaíram por tempo suficiente para que as perdas de U^{233} , como protoactínio, sejam pequenas. O processo não recupera o urânio que é armazenado em tanques de aço inoxidável, junto com os produtos de fissão e o protoactínio. O processo utiliza nitrato de alumínio como agente salino aquoso para permitir a extração e descontaminação do U^{233} . O produto descontaminado é reextraído da hexona pelo ácido nítrico, evaporado e a purificação final é realizada em equipamentos de laboratório. Os fatores de descontaminação para a maior parte dos produtos de fissão são maiores que 10^5 .

2.5.4.4.2 - Processo Interim-Urânio-233(6,39)

O processo Interim-Urânio-233 utiliza fosfato de tributila em uma parafina aromática como diluente, para se extrair o U^{233} . O urânio produto é reextraído em ácido nítrico diluído, passa através de uma coluna de sílica-gel para adsorção de traços de produtos de fissão e por uma pequena coluna de resina Dowex-50 para a remoção de impurezas iônicas, tais como produtos de corrosão e tório. Finalmente, passa através de uma grande coluna de resina para a absorção do U^{233} . Após ser eluído da coluna, como acetato de uranila, o produto pode ser precipitado como peróxido e redissolvido em ácido nítrico. Os produtos de fissão, o protoactínio e o tório não são extraídos e saem junto com o refinado aquoso da primeira coluna de extração. Os fatores de descontaminação são da ordem de 10^9 para raios β e γ e 10^7 para o tório.

2.5.4.4.3 - Processo Thorex(6,22,30,47)

O processo Thorex foi desenvolvido para se recuperar o U^{233} e o tório, do tório irradiado. Ele pode ser usado para reprocessar óxido de tório, misturas de óxido de tório-óxido de urânio e estes dois elementos na forma metálica. O processo de extração por solvente em prega fosfato de tributíla como extraente, uma parafina inerte, Amsco-125-82, como diluente, ácido nítrico catalizado com íon fluoreto, como agente de dissolução do tório, e nitrato de alumínio ou ácido nítrico, como agente salino. Um fluxograma do processo Thorex é mostrado na figura (2.5). A solução de alimentação é introduzida perto da meio de uma coluna composta de extração-lavagem. Uma solução de lavagem composta de nitrato de alumínio deficiente em ácido, sulfato ferroso e ácido fosfórico diluído, entra pela parte superior da coluna. O fosfato de tributíla diluído com Amsco-125-82 extrai o tório e o U^{233} . Devido à deficiência em ácido (nítrico), da alimentação, o Pa^{233} e a maior parte dos produtos de fissão problemáticos não são extraídos, mas consegue-se uma melhor remoção dos produtos de fissão pela corrente de lavagem. O íon fosfato é colocado na solução de lavagem para separar o protoactínio e o íon ferroso para impedir a extração de um composto oxidado de cromo que é produzido pela corrosão durante os tratamentos preliminares da alimentação.

A fase aquosa da coluna de extração contém nitrato de alumínio, é deficiente em ácido e contém todo o Pa^{233} que não decaiu para U^{233} , os produtos de fissão e outras impurezas. Ela é evaporada a fim de reduzir o volume e facilitar a armazenagem.

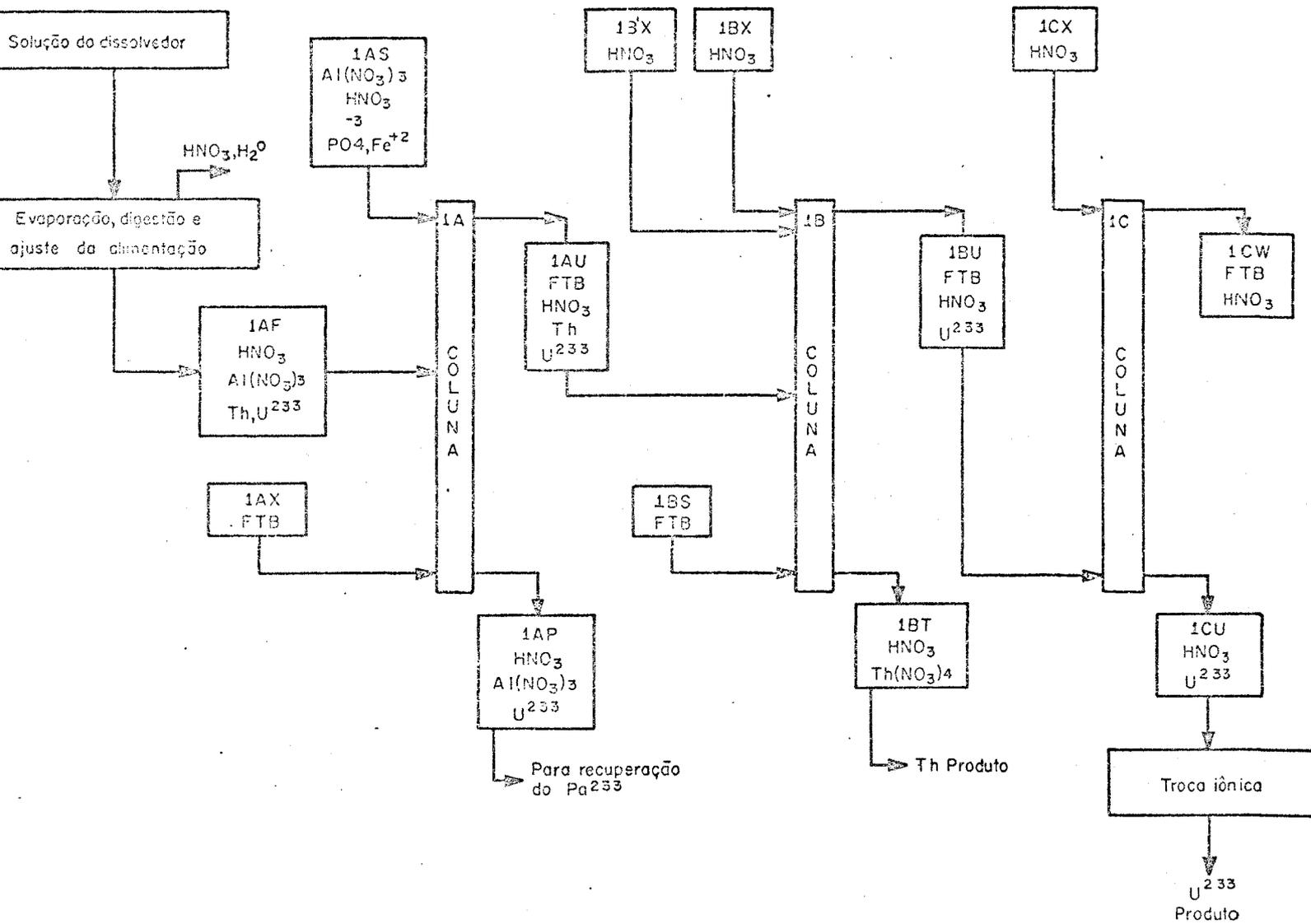


Figura (2.5) - Fluxograma do processo Thorex (6).

O extrato orgânico da coluna de extração, contendo Th^{232} , Th^{234} , U^{233} , traços de produtos de fissão e algum Pa^{233} , é introduzido no meio da coluna de partição. O tório é reextraído pela fase aquosa contendo ácido nítrico que desce através da coluna; esta solução aquosa é lavada pela corrente orgânica de FTB introduzida na parte inferior da coluna. A corrente aquosa de reextração representa o fluxo combinado de uma solução de ácido nítrico introduzida em algum ponto abaixo do topo da coluna e uma corrente de água introduzida no topo da coluna. As condições aquosas são mantidas ligeiramente ácidas, para se permitir a reextração do tório pela corrente aquosa e a retenção do U^{233} na corrente orgânica.

O efluente orgânico da coluna de partição, contendo todo o U^{233} e traços de ácido nítrico, é levado até a parte inferior da coluna de reextração do urânio. Uma fase aquosa contendo ácido nítrico diluído é introduzida no topo da coluna e serve para reextrair o U^{233} da corrente orgânica ascendente. Em seguida, passa-se o efluente aquoso através de uma coluna de sílica-gel para remoção dos produtos de fissão restantes; depois, por uma pequena coluna de resina catiônica, para remoção de traços de tório e produtos de corrosão, e por uma coluna maior de resina catiônica, para se concentrar e descontaminar mais o U^{233} . O efluente desta coluna é desprezado como resíduo. O produto é eluído com uma solução de acetato de amônio e ácido acético. Fatores de descontaminação para o processo Thorex podem ser vistos na tabela 2.4 .

Tabela 2.4

FATORES TOTAIS DE DESCONTAMINAÇÃO
NO PROCESSO THOREX(3)

	FD*
Tório:	
Pa ²³³	2.10 ⁴
Terras raras, atividade β	2.10 ⁵
U ²³³	1.10 ³
Urânio:	
Pa ²³³	7.10 ⁶
Terras raras, atividade β	2.10 ⁸
Th	2.10 ⁷

*FD - Fator de descontaminação

2.5.4.5 - Processos para o urânio enriquecido

2.5.4.5.1 - Introdução

Os processos para o urânio altamente enriquecido são, em geral, semelhantes aos processos normais de extração por solvente, mas existem alguns fatores que os distinguem dos processos para o urânio natural. As principais diferenças são(39,48):

- a quantidade de plutônio formada é desprezível, posto que, somente uma pequena quantidade de U^{238} está inicialmente presente no combustível. Como a recuperação deste plutônio formado não é econômica, ele pode ser desprezado junto com os produtos de fissão,

- o urânio enriquecido está frequentemente na forma de ligas com uma grande quantidade de outros metais, como o alumínio e o zircônio. A solubilidade do metal da liga determinará as concentrações das soluções a serem usadas,

- o projeto deve considerar a possibilidade de que as limitações de criticalidade sejam excedidas e haja o início de uma reação em cadeia. Para evitar condições críticas no processo, deve-se limitar o tamanho da batelada, se o processo não for contínuo, usar equipamento de geometria segura ou controlar a concentração.

Devido às limitações de criticalidade e solubilidade os fluxogramas para o urânio enriquecido geralmente empregam soluções diluídas.

2.5.4.5.2 - Processo Hexona-25(6,30,49)

A separação e descontaminação do urânio enriquecido de elementos combustíveis, tais como os usados no "Materials Testing Reactor" (MTR), pode ser realizada por extração por solvente com a hexona, a partir de soluções de ácido nítrico. O processo é semelhante ao processo Redox, que será descrito posteriormente, exceto pelo fato de que a separação e descontaminação do plutônio não são necessárias. O plutônio presente na corrente de alimentação do processo Hexona-25 segue os produtos de fissão no resíduo aquoso das colunas de extração do primeiro e segundo ciclos. O alumínio, presente no elemento combustível como diluente do urânio e material de encapsamento, serve de agente salino.

O processo desenvolvido para a recuperação do urânio de soluções de ácido nítrico, consiste das seguintes etapas: dissolução e ajuste da alimentação, como descrito nos itens 2.3.5.4 e 2.5.4.3.3; separação do urânio dos produtos de fissão e do plutônio em três ciclos de extração por solvente usando a hexona. O plutônio é completamente separado do urânio no segundo ciclo, após ser reduzido ao estado trivalente por agente redutor adicionado à corrente de lavagem. Pequenas quantidades de plutônio são desprezadas, se o combustível for altamente enriquecido. No caso de combustíveis parcialmente enriquecidos, pode-se usar uma modificação do processo Redox para se recuperar o plutônio. Com o fluxograma de três ciclos os fatores de descontaminação atingem o valor de 10^8 .

2.5.4.5.3 - Processo TBP-25

O fosfato de tributila (*tributyl phosphate* = TBP), em um hidrocarboneto diluente, apresenta algumas vantagens sobre a hexona quanto à extração do urânio de soluções contendo alumínio. As principais vantagens são: o FTB e o ácido nítrico não reagem em temperaturas abaixo do ponto de ebulição da solução de alimentação e, por isso, podem ser usadas concentrações mais altas de ácido nítrico (uma vantagem porque, assim, têm-se taxas de dissolução mais altas e pode-se usar uma alimentação mais ácida); a etapa de ajuste da alimentação pode ser eliminada, visto que a concentração de ácido não é um fator crítico; existe menor perigo de explosões(39).

O processo é semelhante ao Purex, que também será descrito posteriormente. Consiste das seguintes etapas(6): a solução de alimentação, contendo nitratos de alumínio e urânio é extraída com FTB em um hidrocarboneto diluente, em condições ácidas. A corrente orgânica na coluna composta de extração-lavagem é lavada com uma solução de nitrato de alumínio e ácido nítrico. O urânio é reextraído da fase orgânica em uma segunda coluna, com ácido nítrico diluído. Este produto aquoso é evaporado e usado como alimentação de um segundo ciclo de extração. A corrente de lavagem do segundo ciclo contém ácido nítrico e um agente redutor para se reduzir todo o plutônio ao estado trivalente não extraível. O produto da reextração do segundo ciclo passa através de um leito de sílica-gel para remoção dos últimos traços de produtos de fissão. Em seguida o urânio deve ser concentrado por evaporação ou absorção e eluição em uma resina iônica. Os fatores de descontaminação atingem um valor da ordem de 10^6 (39).

Os dois processos descritos, Hexona-25 e TBP-25, podem ser adaptados ao processamento de combustíveis enriquecidos que usam outros diluentes metálicos como o zircônio e o aço inoxidável. As operações de dissolução nestes casos são diferentes, mas a solução de alimentação deve sofrer basicamente tratamentos idênticos aos descritos para combustíveis contendo alumínio(30).

2.5.4.6 - Processos para plutônio e urânio

2.5.4.6.1 - Processo Redox

O processo Redox é um processo de extração por solvente, contínuo, que foi desenvolvido e usado com sucesso para se recuperar e purificar o urânio e o plutônio dos combustíveis de urânio natural irradiado. Este processo usa a hexona (metil isobutil cetona) como solvente, nitrato de alumínio como agente salino e sulfato ferroso e dicromato de sódio para a redução e oxidação do plutônio, respectivamente(49).

A hexona é um dos solventes mais utilizados por ter demonstrado boa extratibilidade e seletividade em relação aos elementos encontrados no combustível dissolvido, por ter propriedades físicas satisfatórias, estabilidade química e à radiação adequadas, ser facilmente conseguida com pureza e quantidade aceitáveis a um preço razoável e devido a sua baixa miscibilidade com as soluções aquosas do processo(49).

Apesar de serem possíveis variações no fluxograma, um dos usados pode ser visto na figura (2.6) e será descrito segundo CULLER⁶.

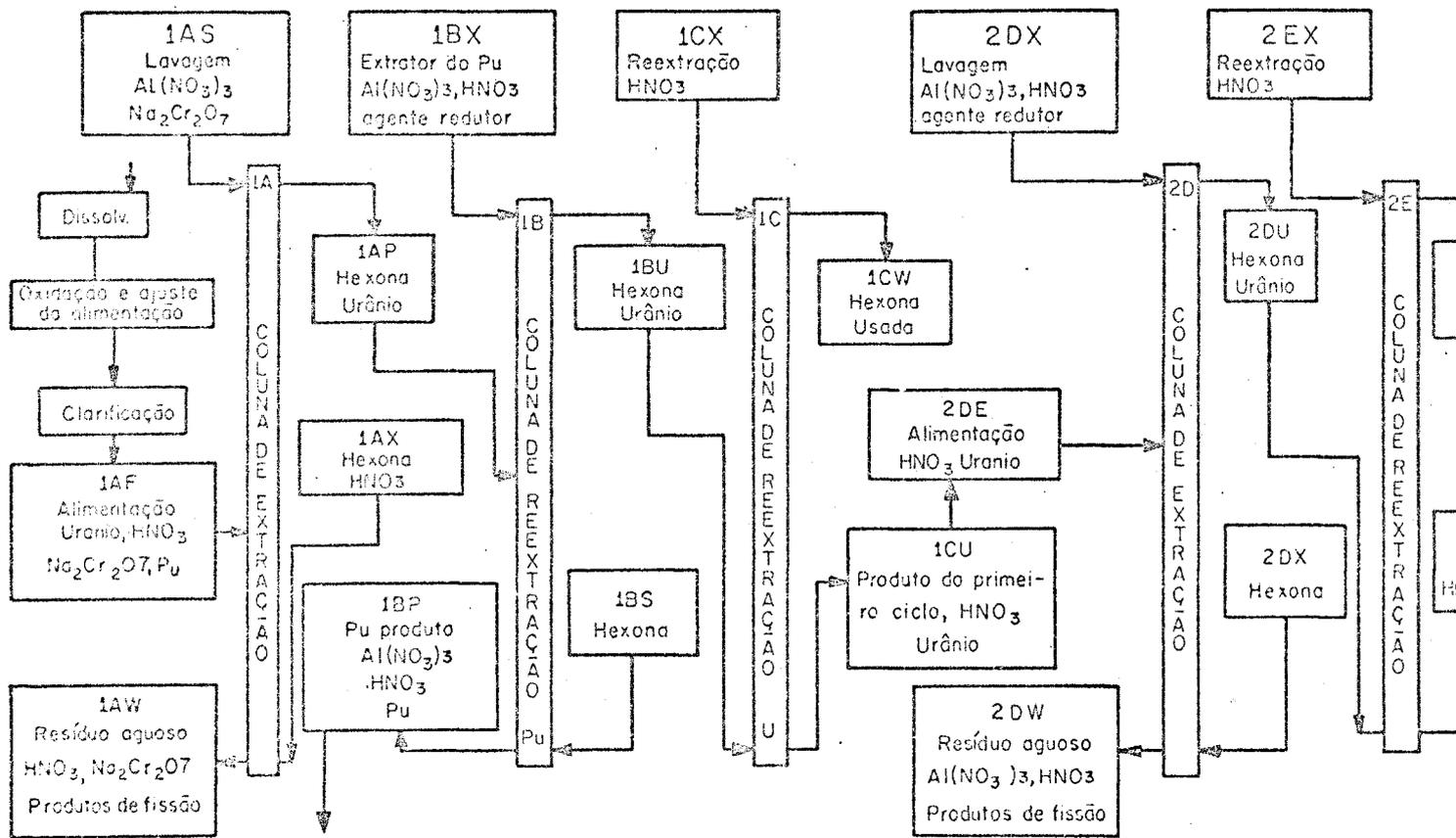


Figura (2.6) – Fluxograma do primeiro e segundo ciclos do processo Redox (6)

Após a dissolução, o urânio e o plutônio são extraídos pela hexona de soluções aquosas concentradas de nitrato, enquanto os produtos de fissão são apenas ligeiramente extraídos. Na baixa acidez necessária para a estabilidade do solvente e melhor descontaminação, o Pu (IV) pode se hidrolisar a uma forma polimérica não extraível, sendo que o Pu (VI) também não é extraído; a extração do plutônio é então precedida de oxidação a Pu (VI) pelo dicromato de sódio, a quente.

O primeiro ciclo de extração é constituído de três colunas, nas quais o plutônio e o urânio são separados um do outro e da maior parte dos produtos de fissão. A solução de alimentação é de nitrato de urânio deficiente em ácido contendo dicromato de sódio para se oxidar o plutônio. O urânio e o plutônio são extraídos com hexona; e o extrato orgânico é lavado na mesma coluna com nitrato de alumínio deficiente em ácido. Em uma segunda coluna, o plutônio é reextraído da fase orgânica após ser reduzido ao estado de valência III, não extraível, com sulfamato ferroso. A fim de se impedir a reextração do urânio, a solução redutora que entra no topo da coluna contém, além do sulfamato ferroso, nitrato de alumínio como agente salino e é lavada com solvente antes de deixar a coluna. O urânio é, então, reextraído da fase orgânica, em uma terceira coluna, com ácido nítrico diluído.

Após sair do primeiro ciclo, o urânio produto é evaporado e levado ao segundo e terceiro ciclos. O plutônio, produto do primeiro ciclo, já salinizado com nitrato de alumínio, é oxidado com dicromato de sódio e, então, descontaminado através de outros ciclos de extração. No segundo ciclo o plutônio é extraído com hexo

na e lavado com nitrato de alumínio deficiente em ácido numa primeira coluna e, depois, reextraído com ácido nítrico diluído numa outra coluna. A solução de plutônio da coluna de reextração é novamente salinizada com nitrato de alumínio e levada a um terceiro ciclo semelhante ao segundo. O volume de resíduos pode ser diminuído com o uso das soluções aquosas de resíduos como soluções de lavagem dos ciclos anteriores. Fatores de descontaminação para dois ciclos do processo Redox são dados na tabela 2.5 . A recuperação atinge 99,9%(49).

2.5.4.6.2 - Processo Butex(39,50)

O processo Butex é usado para a recuperação e descontaminação de plutônio do urânio irradiado. Recupera-se também o urânio, mas a descontaminação não é suficiente para permitir o tratamento direto. O processo usa o dibutil carbitol (eter dibutílico de etileno glicol) como solvente, a alimentação é uma solução aquosa de nitrato e o agente salino é o nitrato de amônio. O processo é um sistema de extração constituído de um ciclo para o urânio e dois ciclos para o plutônio, cujas colunas têm as mesmas funções que as de outros sistemas de extração por solvente.

O processo Butex é inferior, em muitos aspectos, aos processos de extração por solvente que usam o fosfato de tributila ou a hexona porque a descontaminação dos produtos de fissão é inferior à dos processos Redox e Purex, o custo do solvente é relativamente alto e o processo não é projetado para uma descontaminação suficiente do urânio. Entretanto, o dibutil carbitol tem sido usado na purificação final do U^{235} descontaminado.

Tabela 2.5

FATORES DE DESCONTAMINAÇÃO NO PROCESSO REDOX(6)

	log FD					
	1º ciclo		2º ciclo		Total	
	U	Pu	U	Pu	U	Pu
Atividade γ	3,7	3,9	1,8	2,9	6,5	7,7
Atividade β	3,9	4,3	1,8	2,9	6,0	7,5

2.5.4.6.3 - Quelação (6,30,39)

Quelação é um termo geralmente aplicado a um processo para a separação de um metal de outros em solução, através da formação de um quelato do metal e da extração deste composto com um solvente orgânico.

É possível separar o plutônio, o urânio e os produtos de fissão, por um processo de quelação que utiliza a tenoil trifluoracetona (TTA). Neste processo, o plutônio no estado tetravalente é, inicialmente, extraído do urânio e de todos os produtos de fissão com exceção do zircônio, por uma solução de TTA em benzeno. Os traços de produtos de fissão são lavados com ácido nítrico da solução contendo plutônio e zircônio. Em seguida, o plutônio é extraído do solvente com ácido nítrico diluído contendo íon férrico que reduz o plutônio ao estado III. O zircônio é removido na terceira coluna, por uma solução de lavagem contendo ácido nítrico e ácido oxálico e o solvente pode ser novamente usado.

O urânio contido no refinado aquoso do ciclo de extração do plutônio, pode ser extraído com uma solução de TTA em hexona. O solvente contendo o urânio descontaminado é reextraído com uma solução de ácido nítrico. Parte da solução que contém o urânio descontaminado é reciclada e usada para lavar os produtos de fissão residuais do solvente.

Este processo possui as vantagens de utilizar apenas um ciclo para a descontaminação do urânio e outro para a do plutônio e de obter correntes de resíduos contendo apenas ácido nítrico diluído e ácido oxálico, o que simplifica o problema de disposição de resíduos.

A grande desvantagem é que a taxa de quelação é baixa.

2.5.4.6.4 - Processo Halex(39)

O processo Halex é um processo de extração por solvente para a separação e descontaminação do urânio, plutônio e produtos de fissão. Apesar de utilizar fosfato de tributílica como solvente e ácido nítrico como agente salino, como acontece no processo Purex, ele difere pelo fato de utilizar tetracloreto de carbono em lugar de um hidrocarboreto como diluente do FTB. O uso deste diluente leva a uma maior capacidade do equipamento devido à maior diferença de densidade entre as fases. No processo Halex, a fase orgânica é mais densa que a fase aquosa, por isso, os contadores podem ser considerados uma versão invertida dos contadores do processo Purex. Em uma coluna de extração do processo Halex, por exemplo, o solvente orgânico entra na parte superior enquanto a solução de lavagem entra pela parte inferior.

Em geral dá-se preferência a diluentes na forma de hidrocarbonetos em lugar do tetracloreto de carbono por serem menos tóxicos e mais estáveis à radiação.

2.6 - Processo Purex

2.6.1 - Introdução

O processo Purex é um processo contínuo de extração por solvente, desenvolvido e demonstrado em laboratório e escala industrial para se recuperar e purificar o urânio e o plutônio de combustíveis irradiados de urânio natural ou ligeiramente enriquecido. Tem as mesmas funções e obtém os mesmos produtos do processo Redox, mas difere no uso do solvente e do agente salino. O processo Purex utiliza o fosfato de tributílica em querosene como solvente e ácido nítrico como agente salino.

O FTB possui várias vantagens como solvente(51):

- é relativamente barato e fácil de ser obtido,

- é altamente seletivo em relação ao urânio e ao plutônio, comparado com os produtos de fissão,
- tem grande poder de extração, o que permite que apenas o ácido nítrico seja usado como agente salino e a diluição com um diluente inerte,
- boa estabilidade química,
- propriedades físicas satisfatórias,
- baixa solubilidade na fase aquosa,
- baixa volatilidade e alto ponto de fulgor.

Como qualquer solvente possui também desvantagens (51):

- certos produtos de fissão como o rutênio, zircônio e nióbio, são ligeiramente extraídos pelo solvente e seguem as correntes de urânio e plutônio,
- seus produtos de decomposição formam complexos com íons metálicos e afetam negativamente a eficiência do processo. e
- pode ocorrer a formação de uma terceira fase, especialmente com nitratos de metais tetravalentes.

Apesar das desvantagens, através de muitos anos de operação, foi demonstrado que o FTB é um solvente muito bom e que qualquer novo solvente utilizado para competir com ele deverá superar as vantagens já estabelecidas, principalmente para o processo Purex (52):

- grande desenvolvimento tecnológico,
- solvente seguro devido a baixa volatilidade e alto ponto de fulgor,

- o agente salino pode ser recuperado por destilação e recirculado,

- pode ser adaptado para a recuperação de vários tipos de combustíveis e

- podem ser conseguidos altos fatores de descontaminação.

O processo Purex consta essencialmente das seguintes etapas(52):

- extração do urânio e plutônio de soluções aquosas,

- partição do urânio e plutônio,

- descontaminação e recuperação do urânio,

- descontaminação e recuperação do plutônio,

- recuperação do solvente e

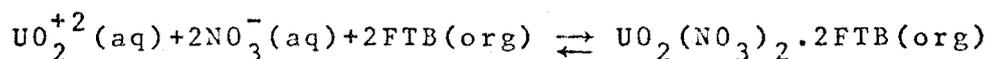
- recuperação do ácido nítrico (incluindo concentração dos resíduos).

O processo Purex será descrito segundo IRISH e REAS⁵², principalmente pelo fato de ter sido a melhor bibliografia encontrada sobre o assunto. Outras descrições do processo, porém menos completas, devem-se a CULLER⁶, LONG³⁶, BENEDICT³⁰, SIDDALL⁵³, HULL e ZEITLIN⁵⁴ e IRISH⁵⁵.

2.6.2 - Princípios básicos do processo

2.6.2.1 - Ação solvente do FTB

O nitrato de uranila, presente na solução de alimentação, reage com o FTB segundo a reação:



Definindo K_U como a constante de equilíbrio para esta reação, tem-se o coeficiente de distribuição:

$$D_U = K_U (\text{NO}_3^-(\text{aq}))^2 (\text{FTB}(\text{org}))^2$$

onde (NO_3^-) é a concentração na fase aquosa e (FTB) é a concentração do FTB não complexado na fase orgânica. Para o plutônio IV:

$$D_{\text{Pu}} = K_{\text{Pu}} (\text{NO}_3^-(\text{aq}))^4 (\text{FTB}(\text{org}))^2$$

Estas equações mostram a influência da concentração do íon nitrato nos coeficientes de distribuição. Este efeito é definido como efeito salino. A tabela 2.6 mostra coeficientes de distribuição para o urânio, plutônio e produtos de fissão a 25°C.

2.6.2.2 - A química do plutônio no processo Purex

Três reações químicas são necessárias para se realizar o ajuste de valência do plutônio e permitir

Tabela 2.6

COEFICIENTES DE DISTRIBUIÇÃO PARA O URÂNIO, PLUTÔNIO E PRODUTOS DE FISSÃO PARA A EXTRAÇÃO DA ALIMENTAÇÃO A 25°C (52)

Ion	D
U(VI)	8,1
Pu(IV)	1,55
Pu(VI)	0,62
HNO ₃	0,07
Zr	0,02
Ru	0,01
Pu(III)	0,008
Nb	0,005
Terras raras	0,002

Fase aquosa antes do equilíbrio:

HNO₃ - 3M

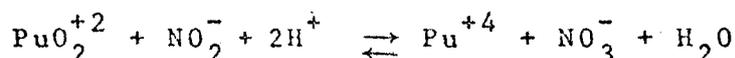
200gU/l

concentrações em nível de traço.

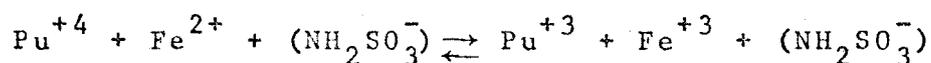
Fase orgânica (TBP 30%) do equilíbrio:

60% de saturação

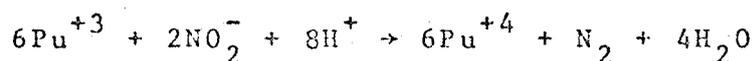
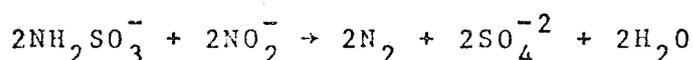
sua recuperação quantitativa e um alto grau de separação do urânio. A primeira representa a redução do Pu (VI) a Pu (IV) mais extraível:



O íon nitrito pode ser adicionado à solução na forma de um sal (como NaNO_2) ou como um gás (NO_2). A segunda reação é a redução do Pu (IV) a Pu (III) pelo íon ferroso:



O íon ferroso (adicionado como sulfamato ferroso) é usado como redutor e o íon sulfamato age como supressor do íon nitrito que, estando presente, inicia uma reação autocatálítica com o íon ferroso impedindo a redução do plutônio. Quando for necessário se reoxidar o plutônio, tem-se a terceira reação que usa outra vez íon nitrito como oxidante:



Pode-se notar que há formação do íon sulfato que, se presente em grandes quantidades, forma sulfato de plutônio que não é extraível. O fluxograma deve então minimizar a formação deste complexo. A acidez deve também ser bastante alta, para se impedir a formação de um outro complexo de plutônio tetravalente que se precipita ou

forma coloidal a quente.

2.6.3 - Descrição do processo

2.6.3.1 - Ciclo de descontaminação conjunta-figura(2.7)

A solução de alimentação (HAF) entra em meio da coluna HA e flui para baixo em uma seção de extração, em contracorrente com o extraente orgânico(HAX). As condições de fluxo e concentração salina são controladas de tal modo que o U (VI) e o Pu (IV) passam para a fase orgânica, deixando os produtos de fissão e outras impurezas na fase aquosa. Como alguns produtos de fissão são extraídos, eles são lavados com uma solução aquosa de ácido nítrico (HAS) em contracorrente com a solução orgânica na parte superior da coluna. O efluente aquoso (HAW) é levado à seção de recuperação de ácido. A corrente produto (HAP) é levada, então, até a parte inferior da coluna HC.

Na coluna HC, a corrente HAP é colocada em contacto com uma solução de reextração aquosa (HCX), em contracorrente. O urânio e o plutônio são reextraídos para a fase aquosa. O produto orgânico livre (HCW) é levado para a seção de recuperação do solvente e o efluente aquoso (HCP), contendo urânio e plutônio, é reextraído com vapor, para se retirar a fase orgânica arrastada, e concentrado, para atingir as especificações do ciclo de partição.

2.6.3.2 - Ciclo de partição - figura (2.8)

A corrente do ciclo anterior, contendo o

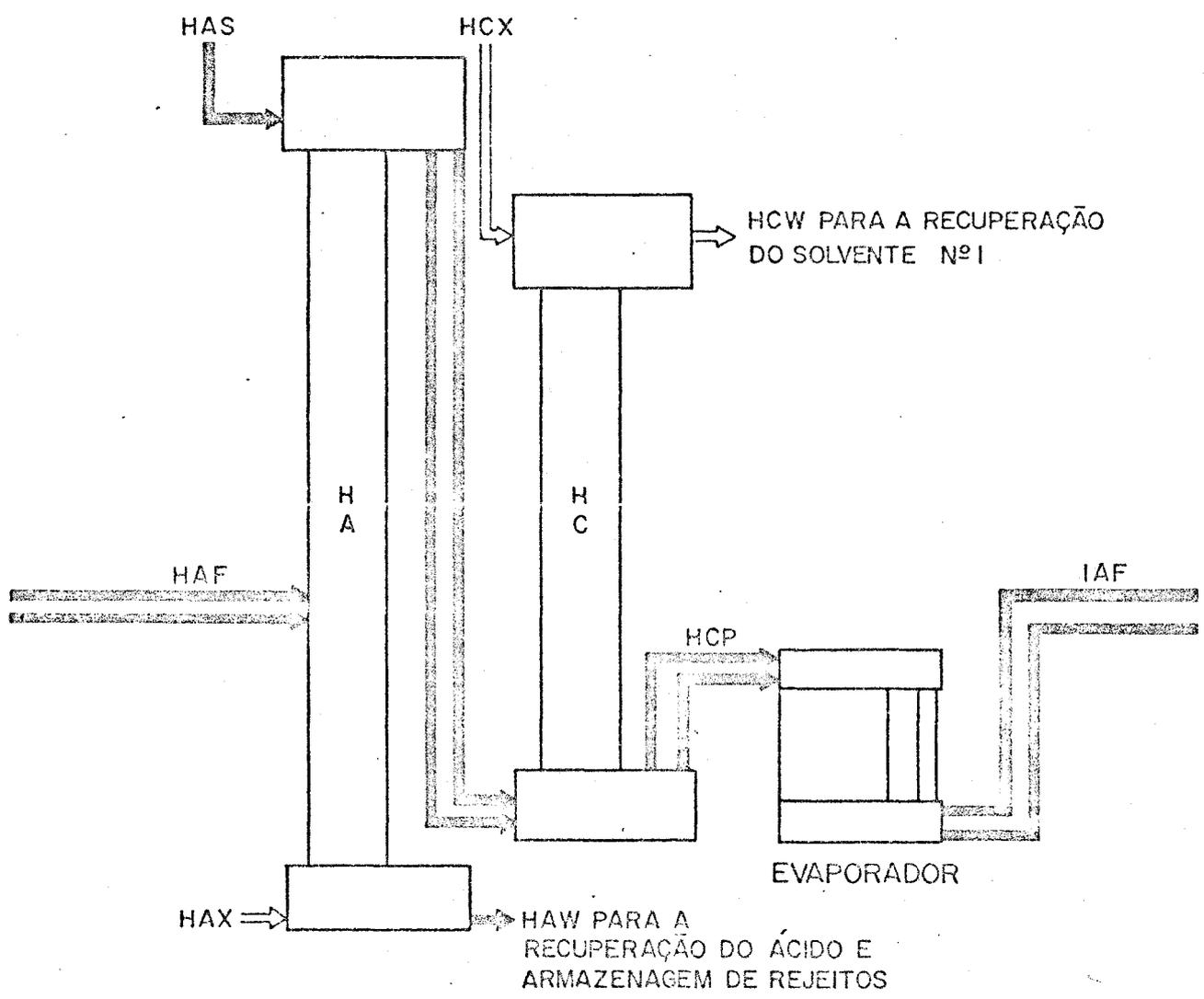


Figura (2.7) - Ciclo de descontaminação conjunta (52).

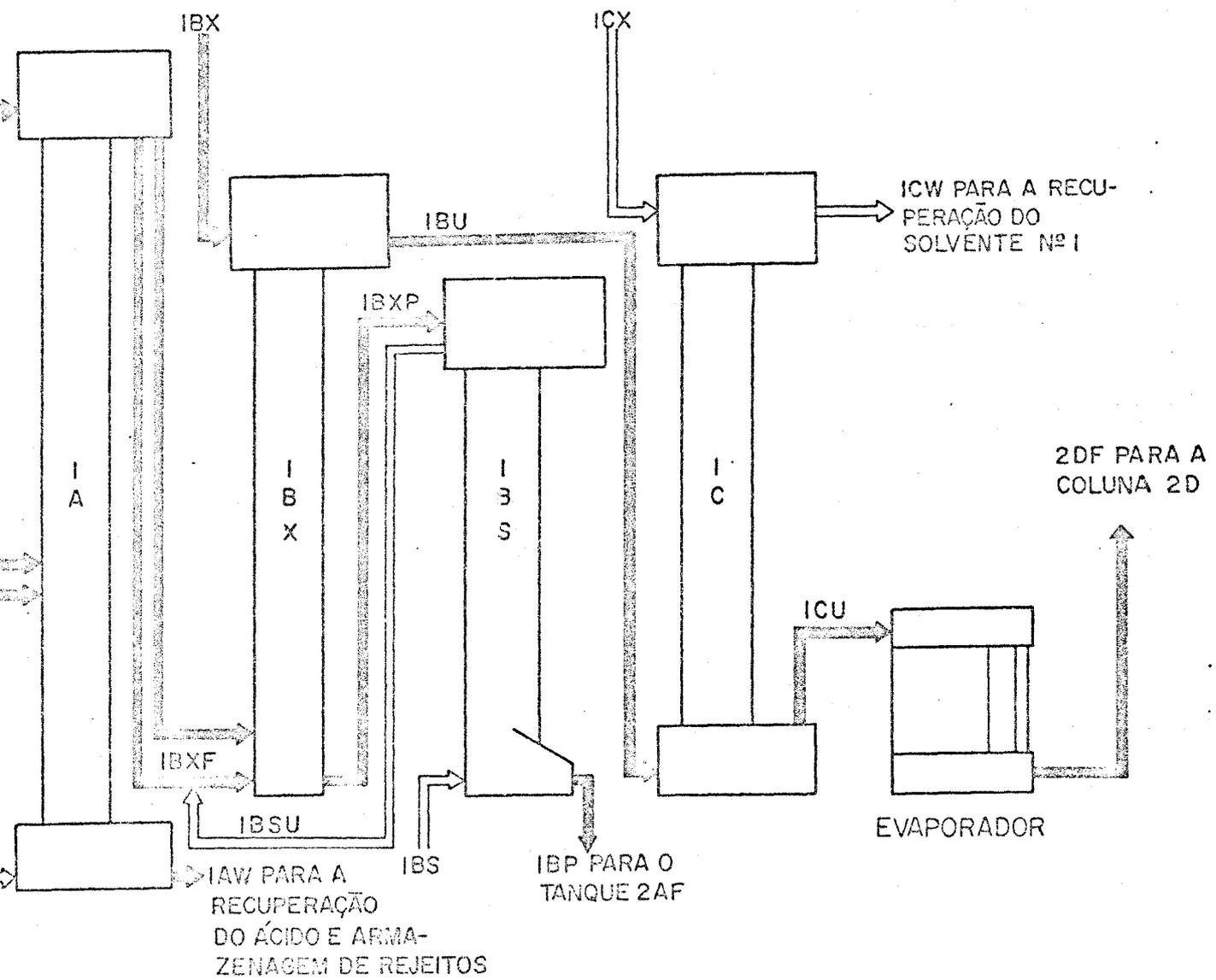


Figura (2.8) Ciclo de destilação (1) (1997)

produto, (1AF), é introduzida no meio da coluna 1A. Ela opera como uma coluna de descontaminação de maneira análoga à coluna HA. A corrente orgânica produto sai da coluna 1A e é combinada com o efluente orgânico da coluna de lavagem 1B, para formar a corrente 1BXF. Esta é bombeada para a parte inferior da coluna de extração (1BX). À medida que a corrente orgânica sobe através da coluna 1BX, ela é colocada em contato, em fluxo contracorrente, com uma solução ligeiramente ácida de sulfamato ferroso (1BX). O plutônio passa para a valência III e é extraído pela fase aquosa. O efluente aquoso (1BXP), contendo plutônio e aproximadamente 1% de urânio, é alimentado no topo da coluna 1BS. O efluente orgânico (1BU), contendo urânio, é levado para a coluna 1C. O urânio presente na 1BXP é reextraído com FTB 30% (1BS) na coluna 1BS. A corrente contendo urânio (1BSU) é combinada com a 1AF formando a 1BXF. A corrente contendo plutônio (1BP) vai para o ciclo final de plutônio. Na coluna 1C o urânio é transferido para a fase aquosa por extração em contracorrente semelhante à da coluna HC. O solvente livre (1CW) é levado para a seção de recuperação de solvente. O efluente aquoso (1CU) é reextraído com vapor para retirar a fase orgânica residual e concentrado no evaporador 1CU, indo, depois, para o ciclo final de urânio.

2.6.3.3 - Ciclo final do urânio - figura (2.9)

O ciclo final do urânio completa a remoção dos produtos de fissão e plutônio do urânio, de modo a permitir o tratamento direto do urânio produto. Os produtos de fissão contaminantes são, principalmente, zircônio, nióbio e rutênio. A primeira coluna do ciclo é a 2D, que opera como uma coluna de descontaminação de ma

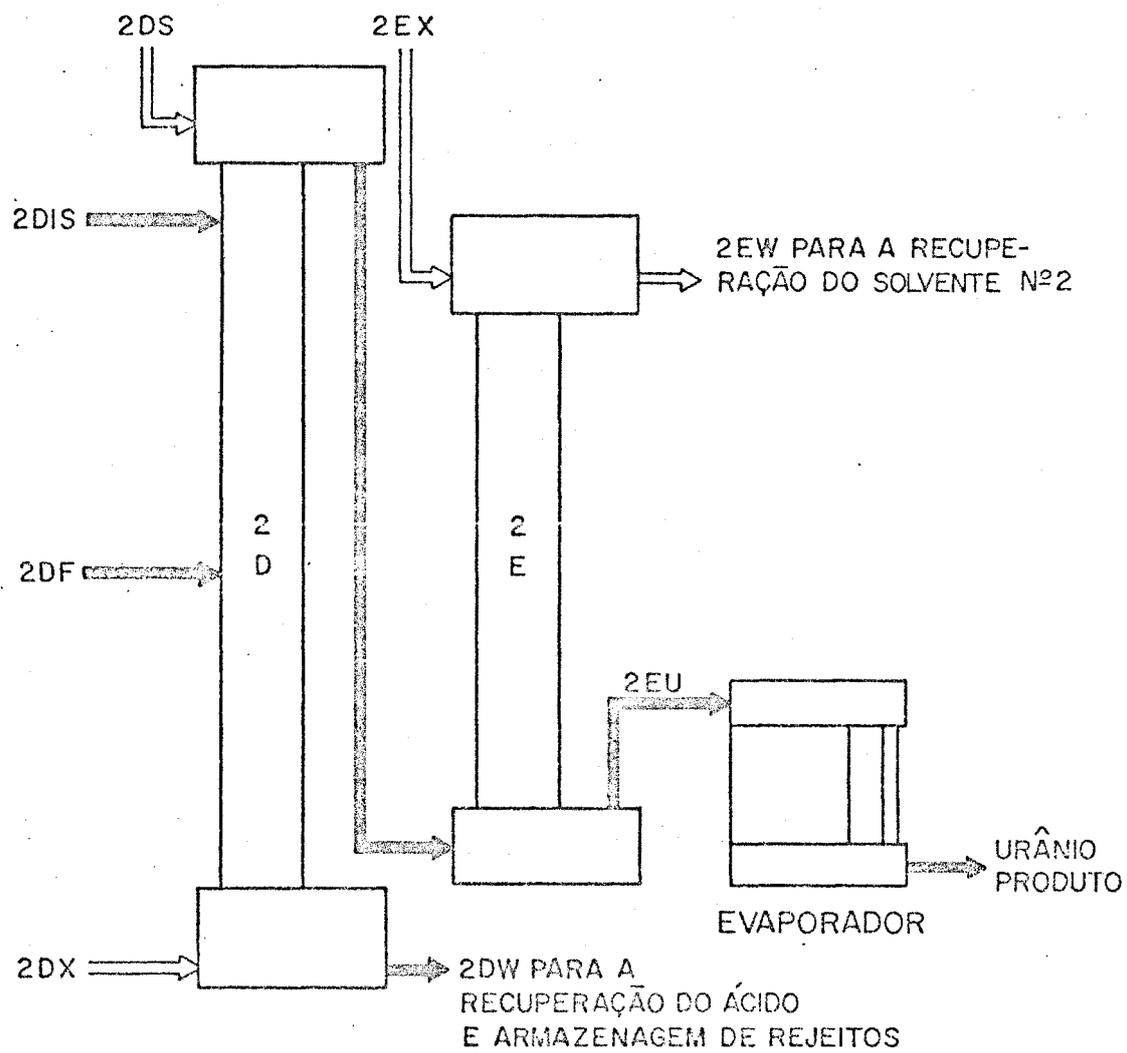


Figura (2.9) - Ciclo final do urânio (52).

neira análoga à descrita para as colunas HA e 1A, com as seguintes exceções: quantidades pequenas de plutônio seguem a fase aquosa e duas correntes de lavagem são usadas. A corrente 2DF entra no meio da coluna como descrito para a coluna tipo A. Na secção de lavagem, uma corrente de ácido nítrico (2DIS) é introduzida um ou dois estágios abaixo da corrente de lavagem aquosa (2DS) que entra no topo da coluna. Tanto o ácido nítrico como as impurezas metálicas são removidas da corrente de urânio, controlando assim as taxas de corrosão do concentrador 2EU e aumentando a pureza final do produto. A corrente de resíduo aquoso (2DW), contendo a maior parte dos produtos de fissão, plutônio e ácido nítrico, é levada à secção de recuperação de ácido e a corrente orgânica, contendo urânio (2DU), entra na parte inferior da coluna 2E. Nesta coluna o urânio é extraído para a fase aquosa. A corrente diluída de urânio (2EU) é reextraída com vapor e concentrada. A solução concentrada de urânio, na forma de nitrato, está agora pronta para ser processada. A corrente orgânica, livre de urânio, é levada à secção de recuperação de solvente.

2.6.3.4 - Ciclo final do plutônio - figura (2.10)

A coluna 2A completa a remoção dos produtos de fissão do plutônio de tal modo que as condições de pureza sejam alcançadas. Os principais produtos de fissão ainda presentes são o zircônio e o nióbio. A corrente diluída de plutônio (1BP) passa por uma operação contínua de reconstituição da alimentação, na qual o Pu(III) é oxidado a Pu(IV) por adição de nitrito de sódio e a concentração salina é ajustada por adição de ácido nítrico. A alimentação 2AF, entra no meio da coluna e o

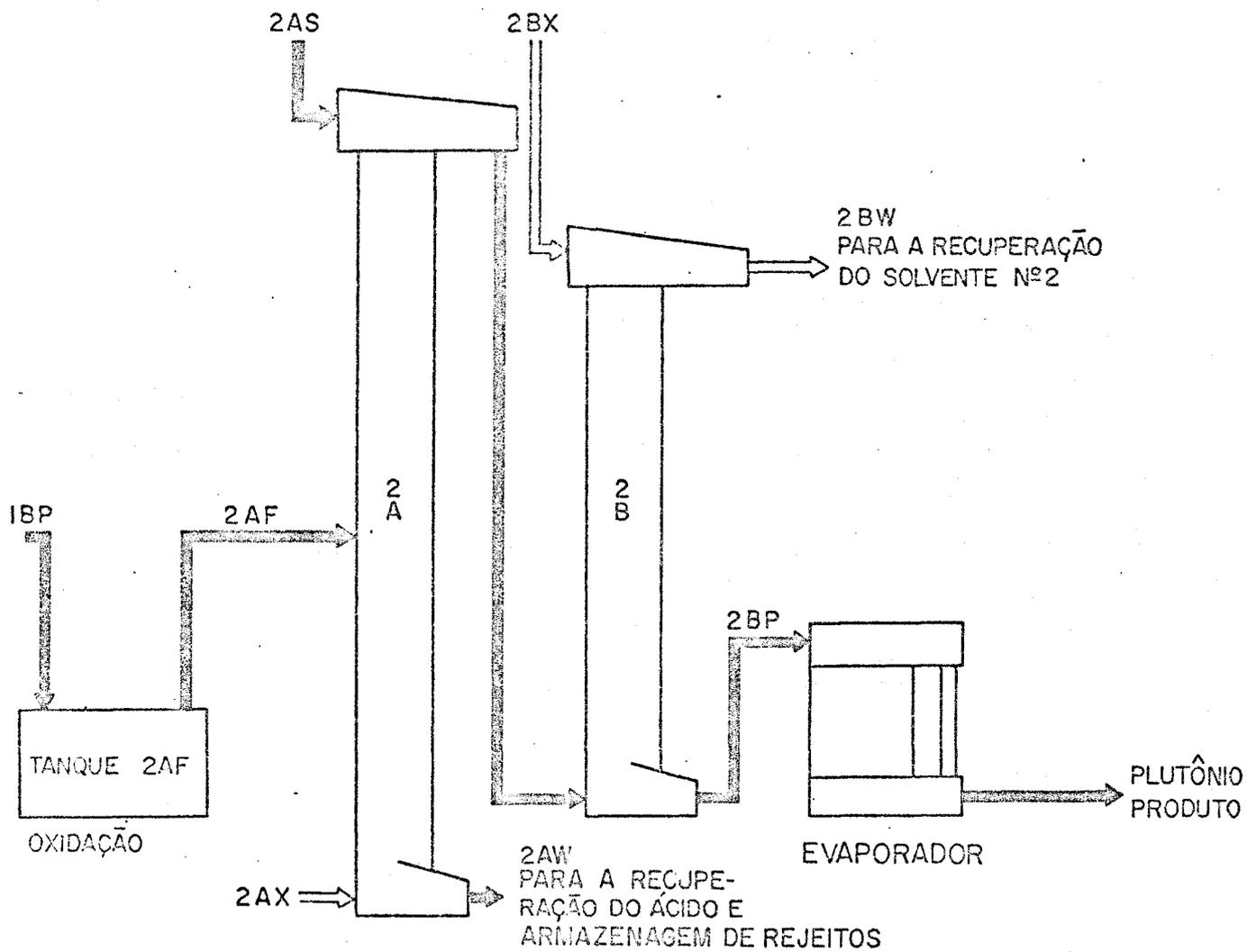


Figura (2.10) - Ciclo final do plutônio (52).

plutônio é extraído por um fluxo de solvente (2AX), em contracorrente, de modo semelhante às colunas HA e 1A, exceto pelo fato de que o urânio está ausente e a concentração salina da secção de extração é mais alta para se impedir o efeito negativo do sulfato (da hidrólise do sulfamato ferroso) na 2AF. À medida que a corrente orgânica, contendo plutônio, sobe na secção de lavagem da coluna, um fluxo de ácido diluído (2AS), em contracorrente, completa a descontaminação da atividade residual. A corrente de resíduo (2AW) é levada para a secção de recuperação de ácido e a corrente contendo plutônio (2AP) é levada à parte inferior da coluna 2B. Nesta coluna o plutônio é reextraído por uma corrente aquosa contendo ácido nítrico diluído (2BX). A corrente diluída contendo plutônio é reextraída com vapor e concentrada. O solvente (2BW) é levado para a secção de recuperação de solvente.

2.6.3.5 - Conclusão

O urânio produto pode, ainda, passar por um tratamento com sílica gel para maior descontaminação e, o plutônio, por uma coluna de troca iônica com o mesmo objetivo. A descontaminação do processo Purex atinge $10^6 - 10^8$. A recuperação é da ordem de 99,9%.

Não serão tratados aqui os fluxogramas para a recuperação de ácido e tratamento do solvente. Convém lembrar que o fluxograma descrito é, apenas, uma das variações possíveis do processo Purex de dois ciclos. É possível ainda utilizar fluxogramas de três ciclos, de acidez diferente das soluções de alimentação, de fluxos diferentes, de concentrações de FTB diferentes e trata-

mentos preliminares (*head-end*) ou tratamentos finais (*tail-end*) diferentes. A tabela 2.7 mostra algumas alternativas que podem ser utilizadas. Na figura (2.11), pode-se ver um fluxograma completo do processo Purex e na tabela 2.8, fatores de descontaminação que podem ser conseguidos no processo.

O processo Purex foi descrito neste item com maiores detalhes a fim de se fixar bem o evaporador e a corrente 1CU, figura (2.8), que constituirão o objetivo de um estudo mais detalhado nos capítulos seguintes.

Tabela 2.7

VARIAÇÕES POSSÍVEIS DO PROCESSO PUREX (52)

	Tratamentos preliminares	Ciclos de extração		Tratamentos finais	
		U	Pu	U	Pu
A	-	3	3	-	-
B	x	2	2	x	x
C	-	2	2	x	x
D	-	2	2	-	-
E	x	1	1	x	x

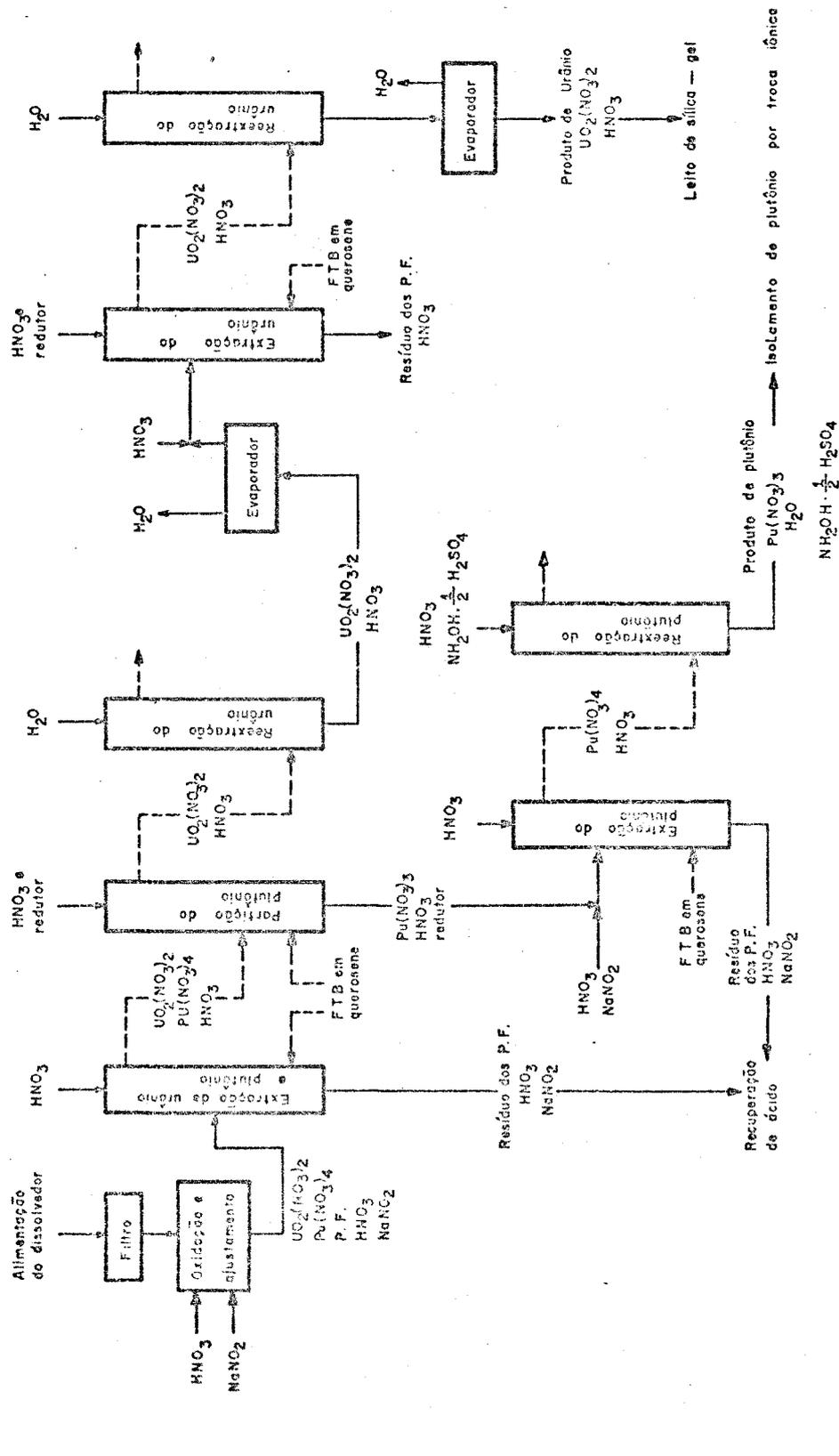


Figura (2.11) - Esquema do processo Purex, para extração de urânio, plutônio e produtos de fissão, por extração por solvente com fosfato de tributila (30).

--- corrente orgânica
 --- corrente aquosa

Tabela 2.8

FATORES DE DESCONTAMINAÇÃO PARA O PROCESSO PUREX(6)

Produto	log FD			
	Após 2 ciclos de extração		Após a absorção	
	β	γ	β	γ
U	6,82	6,43	6,99	6,81*
Pu	6,89	6,30	7,51	7,20

* As atividades residuais β e γ no urânio produto são respectivamente 3 a 100% das do urânio natural em equilíbrio secular com seus produtos de decaimento, para combustíveis que decaíram cerca de 100 dias.

CAPÍTULO 3
ESCOLHA DO EVAPORADOR

3.1 - Introdução

Nos processos de extração por solvente para o reprocessamento de combustíveis irradiados, a evaporação representa uma operação importante na concentração de várias correntes. Frequentemente é necessário concentrar soluções radioativas, com o objetivo de se obter uma solução residual de pequeno volume e um destilado de baixo nível de atividade. No processo Purex, por exemplo, são concentradas(56) as correntes de resíduos radioativos de alto nível de atividade, correntes de um ano entre os ciclos, correntes de resíduos do segundo ciclo e correntes contendo produtos.

A concentração destas várias correntes pode ser realizada usando-se vários tipos de evaporadores. O projeto de um evaporador para usinas de reprocessamento, como no caso de processos químicos comuns, requer o conhecimento da concentração desejada, da quantidade de

alimentação, dos coeficientes de transferência de calor, da elevação do ponto de ebulição, do poder corrosivo da alimentação e outros. Entretanto, o principal problema na concentração de soluções radioativas contendo material físsil, é o perigo de criticalidade que impõe severas limitações quanto a forma e o volume máximo de solução no evaporador(57).

Com o objetivo de estudar a concentração da corrente de urânio entre os ciclos (corrente 1CU) no processo Purex e escolher um tipo de evaporador adequado, será feito inicialmente um resumo da bibliografia encontrada sobre o assunto.

3.2 - A evaporação no processo Purex

3.2.1 - Valores típicos das correntes do evaporador

A corrente 1CU, ao sair da coluna 1C, é reextraída com vapor, para se retirar todo o solvente arastado, e, em seguida, é concentrada. O evaporador dá origem a duas novas correntes: a de concentrado 1UC, contendo urânio na forma de nitrato de uranila, $UO_2(NO_3)_2$, e a de destilado 1UD. Os valores típicos para estas correntes estão resumidos na tabela 3.1. Pode-se ver que estes valores variam um pouco segundo diferentes autores, provavelmente devido a variações no fluxograma utilizado.

A corrente 1CU contém nitrato de uranila nas concentrações de 0,197 a 0,346M e ácido nítrico 0,02 a 0,076M. A vazão varia de $1,2 \cdot 10^4$ a $2,1 \cdot 10^4$ l/t de urânio processada e a densidade a 25°C de 1,065 a 1,11.

Tabela 3.1

VALORES TÍPICOS DAS CORRENTES DO EVAPORADOR

1CU/1UC/1UD						
A u t o r	UO ₂ (NO ₃) ₂ ^{***} -M	HNO ₃ -M	Vazão - l/t de U	Densidade *	FRV **	
IRISH-REAS ⁵²	-/1,50/-	0,055/0,29/0,01	15,2.10 ³ /2,5.10 ³ /13,0.10 ³	-/1,57/1,0	6,1	
HULL-ZEITLIN ⁵⁴	0,197/1,73/-	0,02/0,17/-	21,2.10 ³ /2,4.10 ³ /18,5.10 ³	1,065/1,56/1,0	8,8	
IRISH ⁵⁵	0,346/1,61/-	0,076/0,343/0,01	11,7.10 ³ /2,5.10 ³ / 9,2.10 ³	1,110/1,53/1,0	4,7	
SIDDALL ⁵³	0,25/1,5-	0,06/0,30/-	15,2.10 ³ /2,5.10 ³ /13,0.10 ³	-	6,1	
STEVENSON-SMITH ³⁹	-/1,5/-	0,055/0,29/0,01	15,2.10 ³ /2,5.10 ³ /13,0.10 ³	-/1,57/1,0	6,1	

* Densidade a 25°C

** FRV = $\frac{\text{vazão da alimentação}}{\text{vazão do concentrado}}$

*** Nitrato de uranila hexahidratado

A corrente LUC contém nitrato de uranila de 1,50 a 1,73M, ácido nítrico de 0,170 a 0,343M, a vazão vai de $2,4 \cdot 10^3$ a $2,5 \cdot 10^3$ l/t de urânio e a densidade de 1,55 a 1,57.

A corrente LUC contém ácido nítrico em concentrações de 0 a 0,01M, vazão de $0,9 \cdot 10^4$ a $1,8 \cdot 10^4$ l/t de urânio e a densidade é igual a 1,0.

SMITH et alii⁵⁸ citam, ainda, uma concentração de 0,1% de fosfato de tributílica nas correntes LCU e LUD.

Definindo um fator de redução de volume como a razão da vazão de alimentação pela de concentrado (FRV), pode-se ver que este varia entre 4,7 e 8,8. Convém lembrar que as três correntes são aquosas.

3.2.2 - Problemas associados à concentração da corrente LCU

Os problemas mais sérios na concentração da corrente LCU são acarretados por sua própria composição. Como já foi visto, esta corrente contém nitrato de uranila, ácido nítrico e água, podendo conter, ainda, um pouco de solvente. O primeiro problema ocorre quando uma pequena quantidade de solvente está presente na solução a ser concentrada. Podem ocorrer explosões quando o FTB ou soluções de FTB, em um hidrocarboneto diluente, são aquecidas na presença de ácido nítrico ou de nitratos (55,59). Vários métodos têm sido utilizados para contornar este problema. Um deles é a reextração do solvente arrastado, da solução de alimentação, utilizando vapor

ou através de uma lavagem com o diluente(56,59,60).O total de solvente na alimentação é limitado a 0,5%(59).Este método é normalmente utilizado em todos os fluxogramas do processo Purex também com o objetivo de remover produtos de degradação do solvente, que, se presentes, diminuem a eficiência do ciclo de extração seguinte.

O uso de decantadores seria outro método possível, mas seu uso pode levar a outra complicação. Separando o solvente por decantação e deixando-o acumular, este vai sendo gradualmente degradado de tal modo que não poderá mais ser utilizado. Uma maneira de se impedir a acumulação e conseqüente degradação, é colocar nos decantadores dispositivos capazes de retornar continuamente o solvente para as operações de lavagem de solvente logo após ser separado da corrente ICU(59).

Outro método é controlar os limites de temperatura e pressão do evaporador. Estudos em pequena escala mostraram que não ocorrem reações em temperaturas inferiores a 135°C e à pressão atmosférica(59,60). LONG⁵⁶ entretanto já diz que em experiências de laboratório, em condições aproximadamente adiabáticas, uma reação auto-catalizada iniciava-se entre o FTB 100% em equilíbrio com ácido nítrico 10,7M à temperatura de 130°C, mas não havia reação a 125°C. Por isso, as temperaturas nos evaporadores usados para concentrar correntes aquosas, que estiveram em contato com o FTB, devem ser mantidas abaixo de 125°C, mesmo que a corrente de alimentação tenha sido reextraída com vapor para remoção do solvente. Baseando-se em dados experimentais de cinética de decomposição(9), foram calculadas temperaturas de início da reação em função da área, volume, concentração e coeficiente de transferência de calor. Como

exemplo, estes cálculos indicam que a reação pode se tornar autocatalizada a 120°C , se um tanque de 244cm de diâmetro, contém até uma altura de 7,6cm ou 168ℓ de FTB 100% em equilíbrio com HNO_3 , 10,7M. Temperaturas de início da reação, em função do volume de FTB - complexos de nitrato, para recipientes de vários diâmetros são mostradas na figura (3.1).

Pelo mesmo motivo já citado, perigo de explosão, a temperatura do vapor de aquecimento não deve ser superior a 130°C ou 1,7atm(55). IRISH⁵⁵ e LINDLEY⁶⁰ limitam este valor a 2,1 atm.

Outro problema que pode ocorrer é a formação de espuma. Foi provado experimentalmente que se a solução de alimentação não for lavada com querosene(diluente) para remover o FTB arrastado, pode ocorrer a formação de espuma com sério arraste de urânio no destilado e rápidas flutuações internas de pressão(60).

O urânio-235, presente na forma de nitrato de uranila, põe outro problema muito sério: o perigo do início de uma reação em cadeia. Este problema pode ser resolvido escolhendo-se para o evaporador uma forma geomêtricamente segura, geralmente cilíndrica(60).

A solução a ser evaporada apresenta ainda problemas de corrosão, que vão influenciar na escolha do material de construção.

Outros problemas que devem ser evitados são os vazamentos e o arraste de urânio no destilado. O problema de arraste pode ser diminuído(56) utilizando-se campânulas de borbulhamento (*bubble caps*), mas pode ser

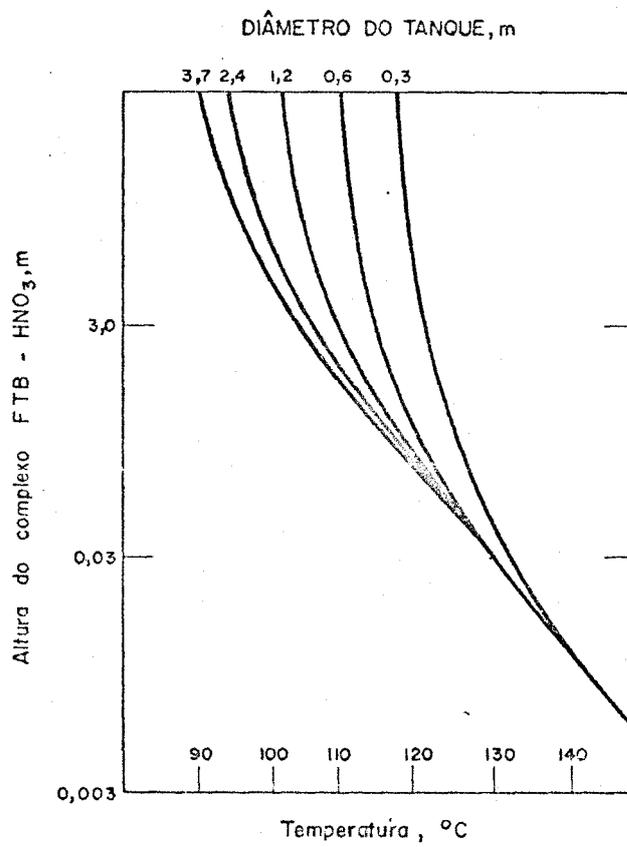


Figura (3.1)- Temperatura na qual ocorre uma reação em cadeia nos sistemas FTB-nitrato de urânio-ácido nítrico (9).

resolvido de modo mais eficiente usando-se uma campânula de choque especialmente projetada. A campânula de choque possui uma velocidade de choque maior e o afastamento é menor que o encontrado em uma campânula de borbulhamento convencional. A eficiência da campânula de choque praticamente não depende da taxa de ebulição; taxas de ebulição maiores produzem gotas menores que são mais difíceis de serem removidas, mas este efeito é contrabalançado pelo aumento da eficiência com velocidades de vapor mais altas. Entretanto, para impedir um novo arraste, a velocidade do vapor não deve ser maior que 23,0-24,5m/s. Os evaporadores possuem uma grande tendência a desenvolver vazamentos porque estão sujeitos a tensões térmicas e a vibrações resultantes da ação de ebulição. Por isso, os evaporadores são projetados de maneira que o vazamento ocorra para o lado do vapor de aquecimento, diminuindo assim as perturbações no processo.

3.2.3 - Acidentes ocorridos em usinas de reprocessamento

A bibliografia existente relata alguns acidentes ocorridos durante a concentração da corrente ICU. Estes acidentes se relacionam a problemas de criticidade ou a reações explosivas entre FTB - HNO_3 - $\text{UO}_2(\text{NO}_3)_2$.

Um acidente envolvendo criticalidade, ocorreu na "Idaho Chemical Processing Plant" (ICPP) em 25 de janeiro de 1961(9). Ele ocorreu depois que a ICPP começou a processar combustíveis urânio-alumínio altamente enriquecidos. Este era o primeiro processamento de

material quente, após aproximadamente um período de 12 meses, apesar de um processamento frio ter sido realizado anteriormente para testar as modificações realizadas no equipamento. O equipamento no qual ocorreu a excursão nuclear era um evaporador contínuo tipo termossifão. A aplicação de calor aos tubos do evaporador vaporizava parte do líquido e uma mistura de líquido e vapor era descarregada em um espaço para separação de vapor de 61cm de diâmetro. Como o espaço para separação de vapor não era geometricamente seguro, foi colocado na parte inferior um tubo de descarga de 3,8cm de diâmetro como medida de segurança. O material descarregado era armazenado em equipamentos geométricamente seguros. Duas bombas transferiam a solução produto do evaporador para a armazenagem. Anteriormente estas bombas já haviam dado problemas, necessitando de manutenção frequente devido a taxas erráticas de bombeamento.

Os acontecimentos que levaram ao acidente incluem a falha de uma das bombas em liberar a solução produto. Tentou-se então limpar os tubos usando água sob pressão. A seqüência dos acontecimentos anteriores à excursão nuclear, levou a supor que uma certa quantidade de ar foi acidentalmente injetada na parte inferior do evaporador causando a elevação da solução de urânio no espaço de separação de vapor, não seguro do ponto de vista de criticalidade. A grandeza da excursão foi estimada em $6 \cdot 10^{17}$ fissões. Um acidente anterior já havia ocorrido na ICPP em 16 de outubro de 1959, no qual a grandeza da excursão foi consideravelmente maior, cerca de $4 \cdot 10^{19}$ fissões.

Em um outro caso (8), 317ℓ de uma solução aquosa de nitrato de uranila-ácido nítrico, de densida

de relativa 1,4, estavam sendo concentrados junto com 726ℓ de uma solução semelhante que havia passado por um ciclo de extração por solvente. Acidentalmente havia material orgânico presente nos 726ℓ. Os 1043ℓ de material foram bombeados para o evaporador, aquecidos com vapor na pressão de 9,8atm nas serpentinas, evaporados até a densidade relativa de 1,92 e mantidos no evaporador por 55 minutos, tempo durante o qual ocorreu a explosão danificando seriamente o evaporador e o edifício em alguma extensão.

Um outro acidente(8) aconteceu também durante a concentração de uma solução de nitrato de uranila-ácido nítrico. Foi notado que havia FTB diluído em Amsco (hidrocarboneto), na solução do evaporador. A explosão quebrou o evaporador em seis pedaços, danificou o assoalho do edifício e feriu ligeiramente dois operadores. Estudos posteriores de laboratório mostraram que pressões de 9,8 a 82atm são alcançadas em reações autocatalizadas para razões fosfato de tributila/nitrato de uranila iguais a 0,06 e 0,28 respectivamente (concentração de nitrato de uranila constante, igual a 80%). As reações podem ocorrer entre o fosfato de tributila-nitrato de uranila, fosfato de tributila-ácido nítrico, ou ambas.

3.2.4 - Evaporadores utilizados em usinas de reprocessamento

Vários tipos de evaporadores são utilizados em usinas de reprocessamento para concentrar diferentes correntes do processo. No caso da concentração de resíduos radioativos, BLANCO⁶¹, descreve vários ti

pos como por exemplo: evaporador tipo serpentina usado em "Chalk River" e construído de aço inoxidável tipo 347, evaporador tipo pote com sete serpentinas internas, construído de aço inoxidável tipo 304L usado no ORNL, e vaporador tipo tubos curtos verticais, evaporador tipo circulação forçada, evaporador tipo compressão de vapor usado no "Brookhaven National Laboratory" e o evaporador tipo termossifão também citado por ARRUZA⁶². FACCHINI⁶³, descreve um evaporador de tubos coaxiais e a termocompressão com circulação natural de líquido construído de aço inoxidável tipo 316.

No caso específico da concentração da corrente LCU, também encontram-se na bibliografia vários tipos de evaporadores. WIBLE⁶⁴ descreve um evaporador contínuo de tubos verticais, convecção natural, tipo calandria da "ORNL Pilot Plant". Por ser contínuo ele possui várias vantagens em relação à evaporação em batelada: menor tempo de residência, menor tempo de paralização, menores e menores equipamentos, menor trabalho de operação e ocupa menor espaço. O evaporador foi projetado para atingir as seguintes condições:

- tempo de residência, 1 a 2 horas, no máximo,
- controle automático,
- densidade relativa do produto $1,60 \pm 0,015$ ($450 \pm 10 \text{gU/litro}$),
- flexível e capaz de se recuperar de irregularidades na alimentação,
- operação contínua, mesmo com a parada temporária de qualquer um dos ciclos (1 a 2 horas)

- capacidade normal de 75kg de urânio por dia.

Com o objetivo de se obter flexibilidade de operação entre os ciclos, a corrente evaporada flui para um tanque de depósito onde é realizado o ajuste da corrente, com adição contínua de ácido nítrico concentrado. Tanto os tubos como o costado são de aço inoxidável tipo 347. O evaporador é constituído de 10 tubos de 1,5m de comprimento e 2,5cm de diâmetro. A área de transferência de calor é de $1,0m^2$, o coeficiente total de transferência de calor é igual a $2441kcal/(h.m^2.°C)$ e a pressão igual a 1,4atm.

HULL e ZEITLIN⁵⁴, citam um evaporador contínuo, tipo tubos longos verticais, convecção natural e controlado por refluxo parcial do condensado, utilizado em ORNL.

IRISH⁵⁵ apesar de não descrever o tipo de evaporador utilizado em sua descrição do processo Purex do "Hanford Atomic Products Operation", indica no fluxograma apresentado que ele opera à temperatura de ebulição.

MATHERS⁶⁵ e seus colaboradores, ao descreverem uma usina de extração por solvente em miniatura desenvolvida no "Chalk River Project" citam um evaporador tipo filme ascendente, tendo sido escolhido este tipo principalmente devido ao tempo relativamente curto que a corrente é mantida na temperatura de ebulição, evitando, assim, problemas de degradação do material evaporado. O trocador de calor consiste essencialmente de um tubo de 1,5m de comprimento e 0,79cm de diâmetro exter

no e 0,55cm de diâmetro interno, de aço inoxidável e dentro de uma capa concêntrica soldada.

SMITH⁵⁸ e seus colaboradores, descrevem um evaporador para soluções de urânio natural. É de tubos verticais, aquecido com vapor e emprega circulação térmica. No caso de soluções de urânio enriquecido, descrevem um evaporador tipo termosifão no qual a ebulição ocorre dentro dos tubos e o coeficiente total de transferência de calor varia de 976-1953kcal/(h.m².°C). O trocador de calor e o tubo de recirculação são geometricamente seguros do ponto de vista de criticalidade. Como o espaço de vapor não é geometricamente seguro, ele possui um tubo de descarga através do qual a solução passa para um tanque auxiliar geometricamente seguro, de onde pode retornar ao processo.

LINDLEY⁶⁰, descreve um evaporador construído de titânio e que foi projetado na usina piloto de Dounreay para atingir os seguintes objetivos:

- ser seguro do ponto de vista de criticalidade, tanto para o urânio enriquecido como para o plutônio, em qualquer concentração aquosa,
- possuir uma retenção de líquido de não mais que 10 litros,
- ser capaz de uma taxa de evaporação de cerca de 10ℓ/h para uma pressão de vapor de não mais que 2,1 atm,
- possuir espaço de vapor adequado para impedir o arraste de líquido e assegurar que o destilado contenha uma quantidade muito pequena de urânio ou de plutônio para que possa ser descarregado diretamente

no efluente

- o pé direito máximo disponível na área de processamento era de 2,7m.

O titânio foi escolhido como material de construção para diminuir os problemas de contaminação da solução. Por razões de criticalidade a escolha ficou limitada a uma forma cilíndrica de 7,6cm de diâmetro ou à forma de placa de 2,3cm de espessura para um sistema completamente refletido pela água. No caso, foi escolhida a forma de placas principalmente pelo fato do titânio ser mais facilmente conseguido na forma de chapas de 244 por 61cm e o tipo de evaporador escolhido foi o de filme ascendente, principalmente devido à restrição imposta pelo pé direito.

Segundo LONG⁵⁶, o vapor é a fonte de calor geralmente utilizada, com poucas exceções em algumas aplicações especiais. O uso de evaporação em múltiplo efeito ou evaporação com compressão de vapor, foram propostas com o objetivo de reduzir os custos de evaporação de correntes radioativas de grande volume, mas estas opções não foram bem aceitas devido à necessidade de simplicidade e segurança de funcionamento dos equipamentos usados em áreas altamente radioativas. Os evaporadores citados são do tipo termossifão utilizados em ORNL e no ICPP. Os evaporadores são semelhantes ao termossifão já descrito sendo que no ICPP o controle de concentração é realizado por diluição com água e taxa de ebulição constante. O controle por adição de água é mais fácil e mais sensível que o controle da taxa de ebulição.

A tabela 3.2 resume os tipos de evapora

Tabela 3.2

EVAPORADORES UTILIZADOS NA CONCENTRAÇÃO DA CORRENTE ICU

Autor	Data	Tipo	Material de construção
WIBLE ⁶⁴	1952	tubos curtos verticais (calândria) contínuo - convecção natural	aço inoxidável 347
HULL-ZEITLIN ⁵⁴	1959	tubos longos verticais contínuo - convecção natural	-
MATHERS ⁶⁵ et alii	1960	tubos longos verticais (filme ascendente) contínuo - convecção natural	aço inoxidável
SMITH ⁵⁸ et alii	1961	tubos longos verticais (termossifão) contínuo - convecção natural	-
LINDLEY ⁶⁰	1963	tubos longos verticais (filme ascendente) contínuo - convecção natural	titânio
LONG ⁵⁶	1967	tubos longos verticais (termossifão) contínuo - convecção natural	-

dores utilizados na concentração da corrente LCU. Pode-se ver que predomina o tipo tubos longos verticais, com vecção natural.

3.2.5 - Material de construção

As etapas do processo Purex que envolvem recirculação ou evaporação no ponto de ebulição à pres são atmosférica são as mais corrosivas, enquanto que as etapas realizadas à temperatura ambiente não apresentam muitos problemas. No primeiro caso estão incluídos os dissolvedores, vasos de ajuste da alimentação, evapora dores entre os ciclos e evaporadores para resíduos. No último caso estão incluídas as colunas de extração por solvente e equipamentos associados, como bombas e tan ques(5).

A escolha do material de construção fica condicionada a um certo número de fatores, alguns dos quais são convencionais e outros relativos ao tratamen to de materiais radioativos. Um dos fatores mais impor tantes é a pureza desejada do produto, levando à neces sidade de um material especial de construção. O custo da manutenção é também um fator importante mesmo nas u sinas químicas convencionais. Com os níveis de radiação extremamente altos presentes nas usinas nucleares, a ma nutenção se torna demorada e cara; assim, a influê ncia da escolha do material de construção na regularidade de funcionamento, torna-se um fator extremamente impor tante. Para se realizar a manutenção, particularmente do tipo contato direto (em oposição a controle remoto), é necessário descontaminar o equipamento diretamente in teressado juntamente com os equipamentos adjacentes. A

experiência mostrou que as soluções de descontaminação são frequentemente mais corrosivas que as próprias correntes do processo e, em muitos casos, ditam os materiais de construção considerados adequados(5).

O aço inoxidável é o material metálico mais usado nos equipamentos do processo, tendo sido testados experimentalmente vários tipos de aço(66,67). Suas vantagens são: resistência à corrosão, eliminação (ou redução) de contaminações do material tratado, maior resistência mecânica em temperaturas elevadas, resistência a formar incrustações.

Estes aços formam uma família, relacionada por sua porcentagem relativamente grande em cromo 11,5% no mínimo. Em alguns tipos a quantidade deste elemento pode chegar a 27,0%. Quanto maior a quantidade de cromo maior a resistência ao calor e à corrosão. A adição de níquel produz o mesmo efeito, melhorando, ainda, algumas propriedades mecânicas, principalmente em temperaturas elevadas(68).

Os vários aços inoxidáveis existentes são agrupados em três sub-famílias de acordo com sua composição química e tratamento ao calor: aços martensíticos, ferríticos e austeníticos.

Os aços martensíticos incluem os tipos 403, 410, 414, 416, 416Se, 420, 431, 440A, 440B e 440C. Os tipos deste grupo reconhecidos pelo Código ASME para vasos de pressão não sujeitos a chama, são os tipos 410, 416 e 416Se. Estes aços são endurecíveis por tratamento térmico e apresentam melhores propriedades mecânicas e resistência máxima à corrosão quando endurecidos e tem-

perados. São resistentes a soluções pouco corrosivas e, particularmente, a soluções alcalinas. São resistentes a um certo número de meios fortemente oxidantes tais como ácido nítrico concentrado em temperaturas moderadas e são resistentes à formação de incrustações até a temperatura de 649°C(68).

Os aços ferríticos incluem os tipos 405, 430, 430F, 430FSe e 446 sendo reconhecidos pelo Código apenas os tipos 405 e 430. Diferem dos martensíticos por que não são endurecíveis por tratamento térmico. A dureza pode ser aumentada por tratamento a frio, mas somente em pequena extensão. São consideravelmente mais resistentes à corrosão que os martensíticos, devido ao seu maior teor de cromo. Apresentam boa resistência tanto à oxidação como à corrosão; os tipos com maior teor de cromo são frequentemente escolhidos para aplicações a alta temperatura envolvendo aquecimento e resfriamento intermitente, porque devido ao seu baixo coeficiente de expansão térmica eles tendem a reter ao invés de liberar incrustações(68).

O grupo dos aços austeníticos engloba as espécies de maior importância no projeto e fabricação de vasos pressurizados não sujeitos a chama. Neste grupo estão os aços tipos 201, 202, 301, 302, 302B, 303, 303Se, 304, 304L, 305, 308, 309, 309S, 310, 310S, 314, 316, 316L, 317, 318, 321, 347 e 348. Os tipos reconhecidos para vasos de pressão são os 303, 303Se, 304, 304L, 308, 309, 310, 316, 316L, 318, 321 e 347(68). Estes aços contêm cromo e níquel. Devido ao seu alto teor de cromo e suas propriedades mecânicas e físicas uniformes, possuem como um grupo, a maior resistência à corrosão de todos os aços inoxidáveis. Pelas mesmas razões possuem a me

lhor resistência a altas temperaturas e, na maioria das condições, possuem, também, a melhor resistência à formação de incrustações. Além disso, servem muito bem para aplicações onde há necessidade de soldas. Os tipos 302 e 304 possuem em muitos meios, resistência equivalente à corrosão. Devido ao maior teor de carbono, o tipo 302 está mais sujeito ao ataque intergranular devido à precipitação de carbureto resultante do aquecimento de soldas, por isso, é comum usar o tipo 304 na construção de equipamentos soldados. Além do mais, o tipo 302 não é reconhecido pelo Código.

Em um número limitado de meios corrosivos, o tipo 304 fica também sujeito ao ataque intergranular. Em tais casos utilizam-se aços que foram estabilizados pela adição de nióbio como no tipo 309S ou com teor de carbono diminuído para um máximo de 0,03% como no tipo 304L. Estes aços são comumente usados para tratar soluções ácidas oxidantes tais como as contendo ácido nítrico, nitratos, peróxidos, cromatos e sulfatos cúprico, férrico e mercúrico(68).

Em geral, do ponto de vista da corrosão, os aços inoxidáveis podem ser escolhidos para uma determinada aplicação de acordo com seu grau de susceptibilidade ao ataque, como pode-se ver na tabela 3.3.

Segundo JOYCE⁵⁹ e colaboradores, o material básico para a construção dos equipamentos do processo Purex é o aço inoxidável tipo 304L.

SEEFELDT⁵ diz que para os evaporadores entre ciclos, onde a quantidade de ácido é baixa e o nitrato de uranila é essencialmente o único constituinte,

Tabela 3.3

GRAU DE SUSCEPTIBILIDADE AO ATAQUE PARA AÇOS INOXIDÁVEIS (69).

Grau de susceptibilidade	0	1	2
Taxa de corrosão	<0,11mm/ano	0,11 a 1,1mm/ano	> 1,1mm/ano
Resistência do material	Resistente	Algum ataque. Material aplicável em certos casos.	Forte ataque. O material não deve ser usado

os tipos 309S e 304L parecem satisfatórios. Entretanto, segundo Joyce (op.cit.), não é vantagem especificar o tipo 309S para os tubos ou serpentinas do evaporador onde a contaminação pelo ferro deve ser evitada. SLANSKY⁶⁷ também cita os tipos 304L e 309S para soluções de nitrato de uranila de ponto de ebulição abaixo de 110°C. Outros materiais citados são o tipo 347(64) e o titânio (60).

Taxas de corrosão dos aços inoxidáveis tipo 309S e 304L, para soluções de nitrato de uranila, são dadas na tabela 3.4.

RABALD⁷⁰ diz que os tipos 304 e 316 são resistentes para soluções aquosas de nitrato de uranila, sendo concentradas no ponto de ebulição até 100% de nitrato de uranila hexahidratado e dá as seguintes taxas de corrosão: tipo 304 - 0,10mm/ano; tipo 316 - 0,08mm/ano.

Tabela 3.4

CORROSÃO DE AÇOS INOXIDÁVEIS EM SOLUÇÕES DE
NITRATO DE URANILA EM EBULIÇÃO (5)

Tempo de exposição Número de períodos de 48 h	Taxa de corrosão mm/ano				
	Aço				
	309S		304L		
	líquido	vapor	líquido	vapor	
57% $UO_2(NO_3)_2^*$ 3, % ácido nítrico Ponto de ebulição 110°C	1 5	0,03 0	0 0	0,09 0,03	0 0,03
100% $UO_2(NO_3)_2^*$ Ponto de ebulição 118 a 124°C	1 5	0,03 0,03	- -	0,03 0,03	- -
77% $UO_2(NO_3)_2$ anidro 2% ácido nítrico Ponto de ebulição 132 a 143°C	1 5	0,46 3,11	0,03 0,06	0,43 3,50	0,03 0,27

* Nitrato de uranila hexahidratado

3.3 - Resumo dos fatores que influenciam na escolha do evaporador

Vários tipos de evaporadores, como por exemplo, tipo calândria, termossifão, filme ascendente, têm sido usados na concentração da solução aquosa de nitrato de uranila (corrente 1CU). Parece não existir um tipo considerado como o melhor, mas a escolha mais adequada fica limitada por condições impostas pelas características próprias da corrente.

Resumindo o que já foi visto nos itens anteriores, é possível, de início, impor as seguintes condições a serem preenchidas na maior extensão possível pelo evaporador a ser escolhido:

- a temperatura da solução no evaporador não deve ultrapassar 125°C à pressão atmosférica,

- o aquecimento é realizado com vapor sa turado à temperatura no máximo igual a 130°C , 1,7atm,
- deve-se evitar a formação de espuma,
- a forma deve ser geomêtricamente segura do ponto de vista de criticalidade; geralmente utiliza-se uma forma cilíndrica,
- deve-se levar em consideração o poder corrosivo da solução,
- o tempo de residência deve ser pequeno,
- o tempo de paralização deve ser pequeno,
- o evaporador deve ser flexível e capaz de se recuperar rapidamente de irregularidades na ali - mentação,
- deve ser, de preferência, contínuo,
- deve operar na temperatura de ebulição,
- deve ser de manutenção simples,
- deve ser simples e de funcionamento se guro não sendo aconselhável o uso de múltiplo efeito ou compressão de vapor.

Além destes fatores, existem outros ine rentes a quase todos os evaporadores e que devem também ser levados em consideração, sempre que possível, e, principalmente, no caso de soluções radioativas(71,72):

- o coeficiente de transferência de calor deve ser alto diminuindo assim a área de transferência de calor e consequentemente o custo,
- deve-se conseguir uma boa separação va

por-líquido com o objetivo de se impedir o arraste e consequentemente perda de material valioso e

- deve-se impedir a cristalização pois isto obstruirá os tubos e prejudicará os próximos ciclos de extração, aumentando também o perigo do início de uma reação em cadeia.

3.4 - Evaporadores utilizados na indústria química

3.4.1 - Introdução

A maioria dos evaporadores utilizados industrialmente utilizam superfícies de aquecimento tubulares. A circulação do líquido através da superfície de aquecimento pode ser induzida por ebulição ou por meios mecânicos. No último caso a ebulição pode ou não ocorrer na superfície de aquecimento(71). No primeiro caso os evaporadores funcionam através de circulação natural e, no último, através de circulação forçada. Os principais tipos de evaporadores tubulares podem, então, ser classificados do seguinte modo(71,73):

- Evaporadores tipo circulação natural
 - tubos horizontais
 - tubos curtos verticais

- tubos longos verticais

- Evaporadores tipo circulação forçada

3.4.2 - Evaporadores tipo circulação natural

3.4.2.1 - Evaporadores tipo tubos horizontais

Os evaporadores de circulação natural tipo tubos horizontais, figura (3.2), também chamados Wellner-Jelinek, constituem o tipo mais antigo de evaporadores químicos. Eles são constituídos essencialmente de um costado circular ou quadrado e um feixe, geralmente quadrado, de tubos horizontais(71,73). O meio de aquecimento é o vapor que circula dentro dos tubos sendo o condensado removido pelo lado oposto. O nível de líquido é mantido um pouco acima do topo do feixe de tubos dentro do evaporador(75). Eles não tiram muita vantagem das correntes induzidas por aquecimento, mas mesmo assim ainda são usados quando existem limitações de pé direito(71). O comprimento dos tubos é limitado pelo tamanho do corpo do evaporador. Devido ao fato da evaporação ocorrer fora dos tubos, eliminando o problema da formação de incrustações dentro deles, os evaporadores tipo tubos horizontais utilizam tubos de diâmetros menores que os de qualquer outro tipo, cerca de 1,9 a 3,2cm de diâmetro externo(73). Este tipo de evaporador possui várias desvantagens principalmente porque, na ausência de circulação forçada, os coeficientes de transferência de calor são baixos; porque não se aplica a líquidos que formem espuma; e porque, o líquido estando fora dos tubos, não é adequado se houver formação de incrustações na superfície de aquecimento, devido à

grande dificuldade de remoção destes depósitos(73,75).

3.4.2.2 - Evaporadores tipo tubos curtos verticais

Os evaporadores tipo tubos curtos verticais(75), também chamados evaporadores de Roberts, calândria ou padrão são um dos tipos mais antigos ainda muito usados comercialmente. O evaporador é geralmente de forma cilíndrica, contendo na parte inferior uma caixa de vapor submersa no líquido, como na figura (3.3). Os tubos que atravessam a caixa de vapor constituem a superfície de aquecimento. O líquido circula por dentro dos tubos, sendo a circulação ascendente devido à ação de bombeamento provocada pelo vapor de água formado dentro deles ou pela expansão térmica do líquido se não houver ebulição. O líquido retorna para o espaço abaixo da caixa de vapor através de uma secção anular ou uma secção cilíndrica central. Quando a caixa de vapor é uma câmara fechada, com um espaço de líquido anular ao redor, o evaporador é chamado tipo cesta, figura (3.4). Os tubos variam de 5,1 a 10,2cm de diâmetro por 122 a 244cm de comprimento(71,72). A circulação e a transferência de calor dependem principalmente do nível de líquido. Coeficientes de transferência de calor maiores são conseguidos quando o nível de líquido atinge a metade da altura dos tubos sendo que os coeficientes são mais altos quando as diferenças de temperatura forem grandes. Como a circulação depende da ebulição, qualquer sólido presente se deposita quando esta para. Consequentemente este tipo é raramente usado quando se deseja cristalização(71).

Entre suas principais desvantagens tem-se

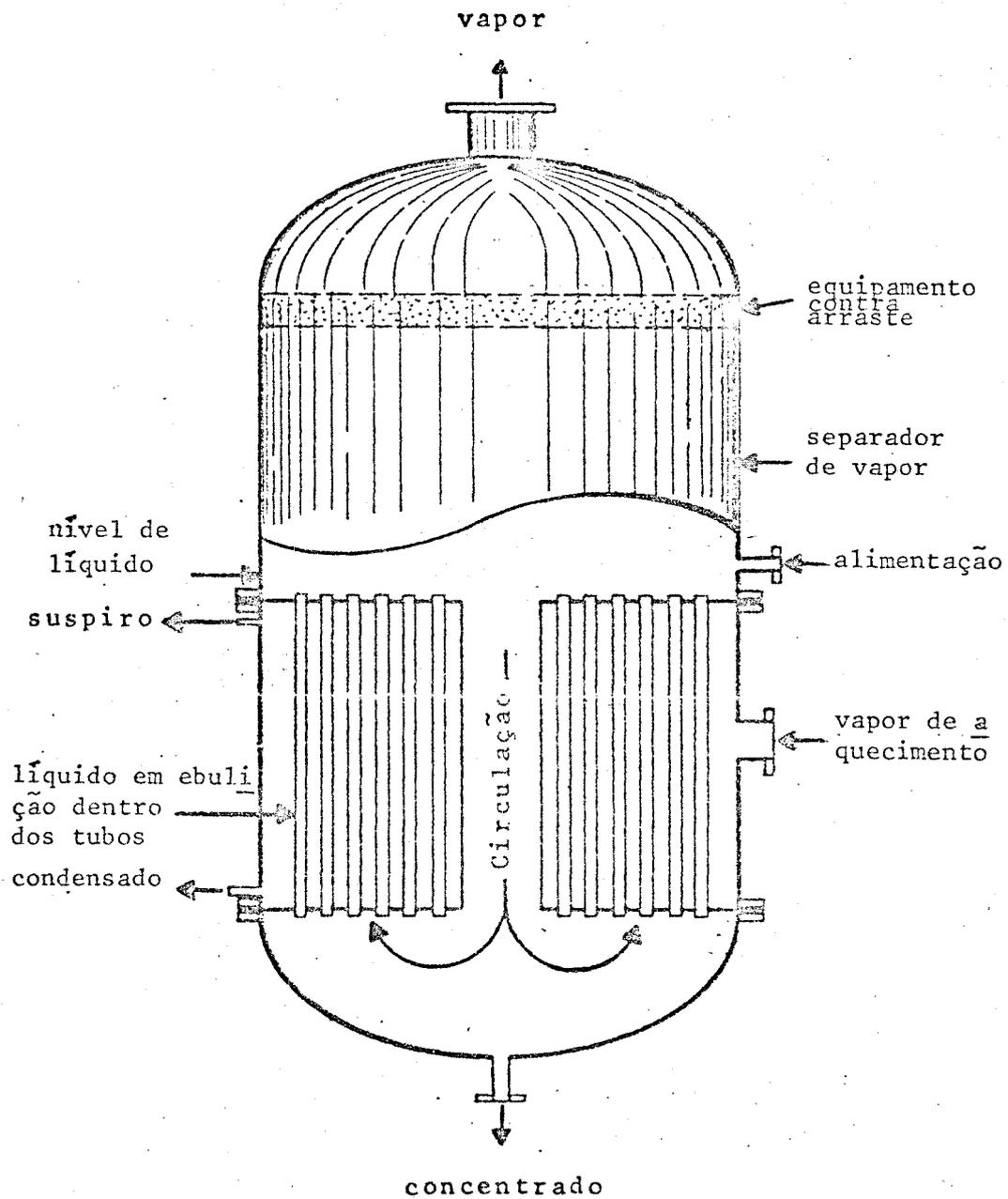


Figura (3.3) - Evaporador tipo tubos curtos verticais ou evaporador padrão (129).

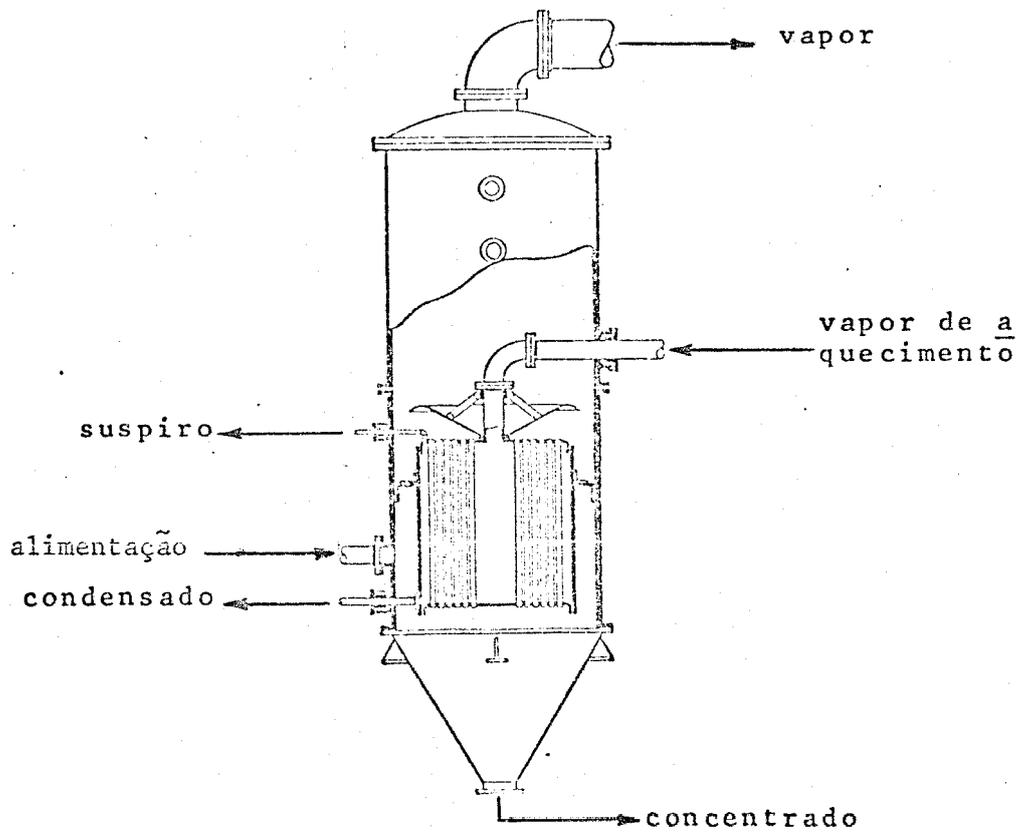


Figura (3.4) - Evaporador tipo tubos curtos ver
ticais ou tipo cesta (74).

uma transferência de calor que não é boa a baixas diferenças de temperatura e temperaturas baixas(71). Além disso, a ebulição é bastante violenta levando a perdas por arraste, o pé direito necessário é grande, o tempo de residência é relativamente longo e não se aplica a líquidos corrosivos porque o corpo é grande e caro principalmente se construído com algum material especial(74, 75).

3.4.2.3 - Evaporadores tipo tubos longos verticais (TLV)

Os evaporadores tipo tubos longos verticais consistem como pode-se ver na figura (3.5) das seguintes partes: um trocador tubular com vapor no costado e o líquido a ser concentrado nos tubos; um separador ou espaço de vapor para remover do vapor o líquido arrastado; quando operado com uma unidade de circulação, um tubo de retorno para o líquido, desde o espaço de vapor até a parte inferior do trocador. Existem entradas para a alimentação e o vapor de aquecimento e saídas para o vapor, o líquido concentrado, o condensado e os gases não condensáveis do vapor de aquecimento(72). Geralmente não é mantido um nível de líquido no espaço de vapor e o tempo de residência é de apenas poucos segundos. Os tubos variam de 3,0 a 9,8m de comprimento e o diâmetro é geralmente de 5cm podendo entretanto ser menor que 2,5 cm(72).

O evaporador da figura (3.5) é um exemplo típico dos mais usados, conhecido por tipo filme ascendente (*climbing film*). A alimentação se faz pela parte inferior dos tubos entrando o líquido em ebulição em algum ponto mais acima. A mistura vapor-líquido formada,

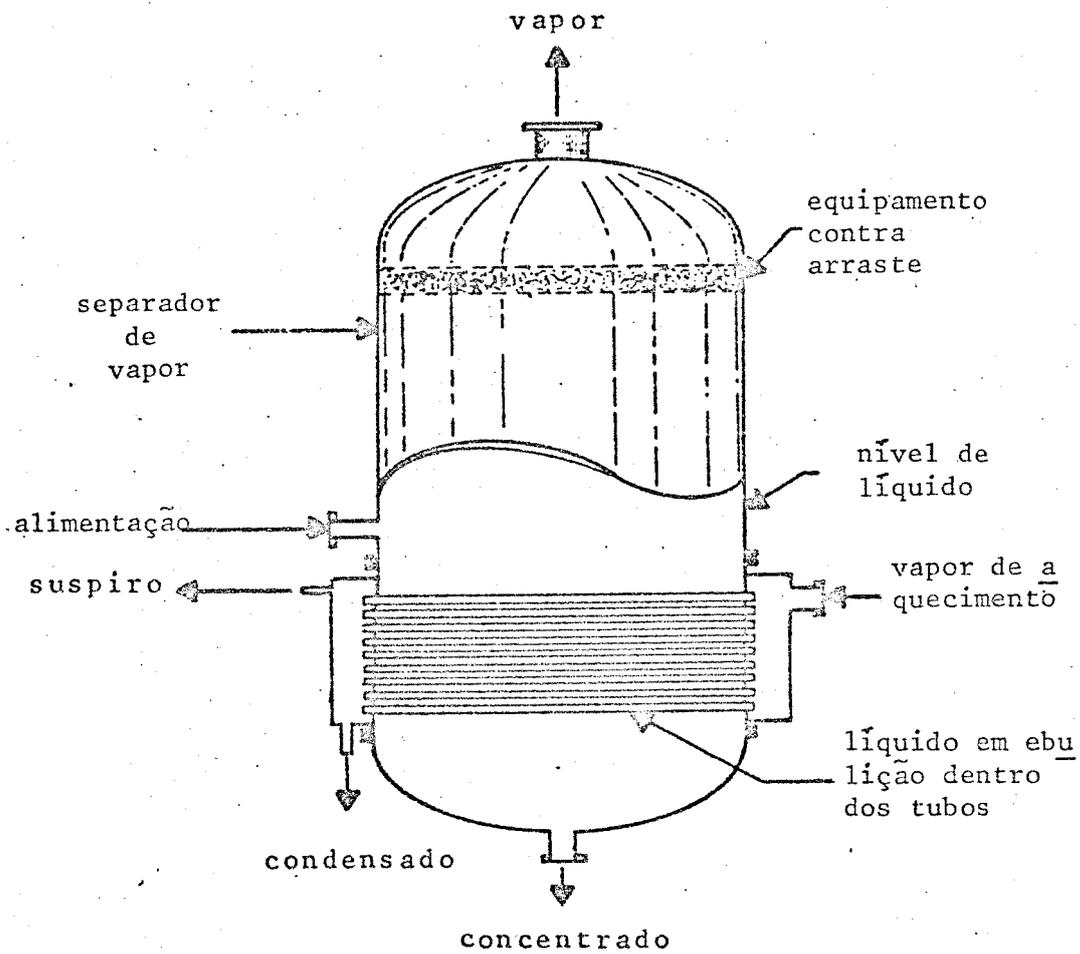


Figura (3.2) - Evaporador de circulação natural tipo tubos horizontais (129).

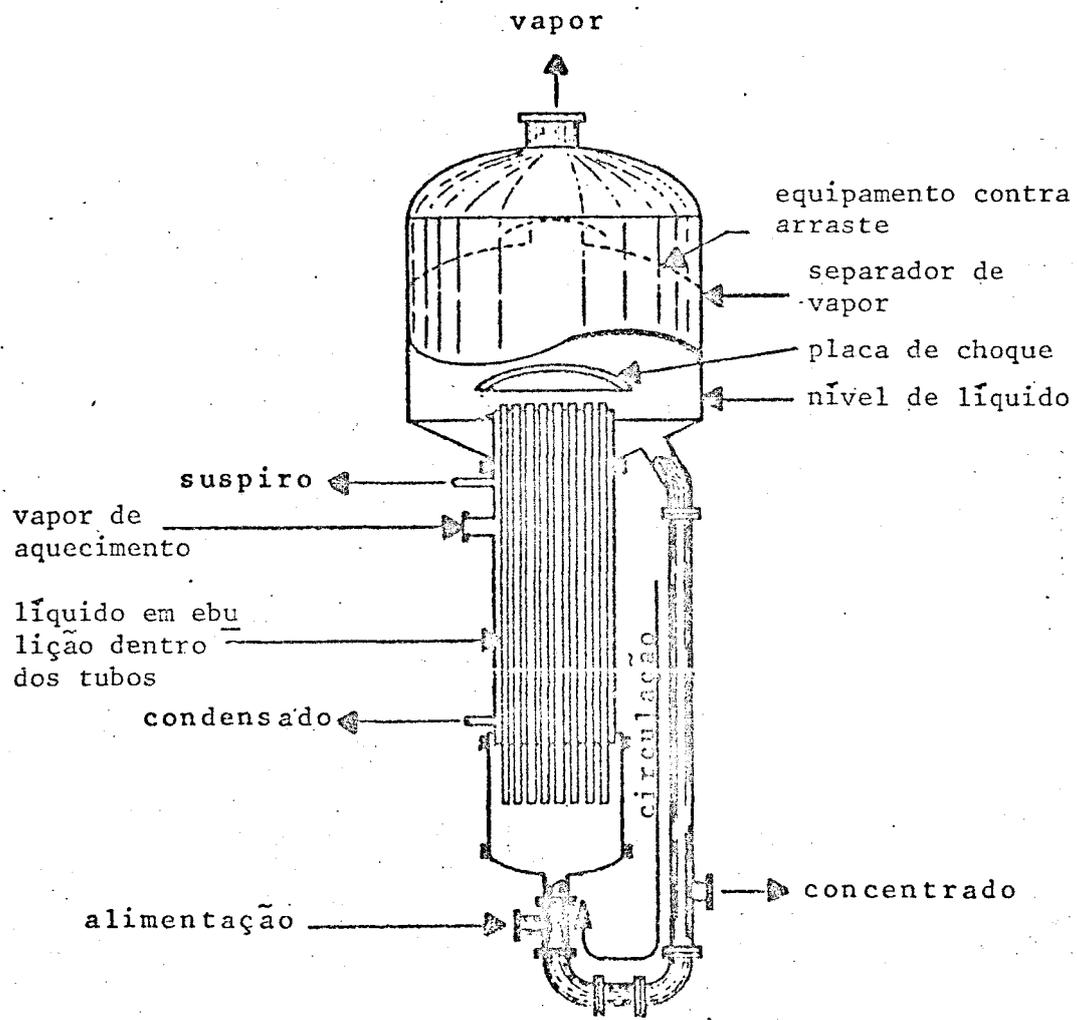


Figura (3.5) - Evaporador tipo tubos longos verticais (129).

sai pela parte superior a alta velocidade e bate contra um defletor colocado acima dos tubos. O defletor tem a função de separador primário e quebra-espuma. As vezes, quando a razão alimentação-evaporação ou alimentação-superfície de aquecimento é baixa, é necessário fazer a recirculação do produto através do evaporador, colocando-se um tubo de conexão entre a linha de produto e de alimentação(71). No caso da superfície tubular de aquecimento ser externa, o evaporador é chamado termossifão.

As temperaturas do líquido nos tubos de um evaporador TLV, não são uniformes e são difíceis de serem calculadas. Na parte inferior o líquido não está em ebulição e absorve calor como calor sensível. Como as velocidades de entrada são baixas, os coeficientes de transferência de calor são baixos na região onde não há ebulição. A partir de um certo ponto nos tubos, inicia-se a ebulição e a temperatura do líquido decresce devido a perda de carga causada pela queda de pressão estática, de atrito e de aceleração, até que a mistura vapor-líquido atinja o topo dos tubos praticamente na temperatura do espaço de vapor. Assim, a diferença real de temperatura na zona de ebulição é sempre menor que a diferença total de temperatura entre a do vapor de aquecimento e a do espaço de vapor.

Apesar dos coeficientes de transferência de calor na zona de ebulição serem bastante altos, eles são parcialmente contrabalançados pela diferença reduzida de temperatura na zona de ebulição. O ponto dos tubos onde se inicia a ebulição e a temperatura do líquido é máxima varia com as condições de operação tais como: propriedades da solução, temperatura, taxa de alimentação e fluxo de calor. Na figura (3.6), têm-se vari

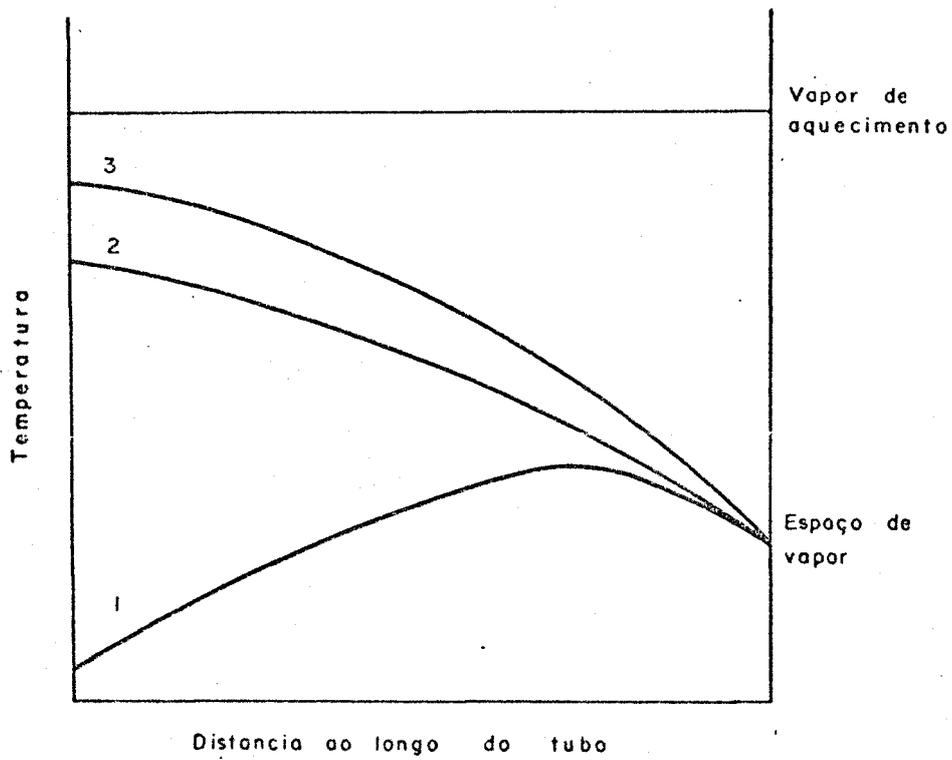


Figura (3.6) - Variações típicas da temperatura do líquido nos tubos de um evaporador TLV (71).

ações típicas da temperatura do líquido nos tubos de um evaporador TLV, operando a uma diferença de temperatura terminal constante. A curva 1, mostra o caso normal em que a alimentação não entra no ponto de ebulição. A curva 2, dá uma indicação da queda de diferença de temperatura quando a alimentação entra no ponto de ebulição. A curva 3 é para as mesmas condições da curva 2, exceto pelo fato de que a alimentação contém 0,01% de Teepol para reduzir a tensão superficial. O agente ativo Teepol proporciona uma mistura melhor entre vapor e líquido de tal modo que o líquido é acelerado até uma velocidade mais próxima da velocidade do vapor, aumentando a queda de pressão no tubo. Apesar do agente ativo aumentar de mais de 100% o coeficiente de transferência de calor ele é contrabalançado pela redução da diferença de temperatura de tal modo que o resultado é uma redução na capacidade do evaporador. Esta sensibilidade do evaporador TLV a variações nas condições de operação, é menos pronunciada a altas diferenças e altos níveis de temperatura(71).

A versão filme descendente (*falling-film*) do evaporador TLV, elimina estes problemas causados pela perda de carga. O líquido é alimentado no topo dos tubos e flui pelas paredes na forma de um filme fino. A separação vapor-líquido é realizada na parte inferior, mas, em alguns casos, o vapor pode fluir em contracorrente com o líquido e ser separado na parte superior(71, 72).

Os evaporadores tipo TLV podem ser considerados dos seguintes pontos de vista(71):

- Vantagens

- baixo custo,
- grande superfície de aquecimento,
- baixo tempo de residência,
- bons coeficientes de transferência de calor para grandes diferenças de temperatura (filme ascendente),
- bons coeficientes de transferência de calor em todas as diferenças de temperatura (filme descendente),
- fácil manutenção (substituição dos tubos) (61).

- Desvantagens

- pé direito alto,
- não adequados para líquidos que se cristalizem ou formem muito depósito
- baixos coeficientes de transferência de calor na versão filme ascendente a baixas diferenças de temperatura
- recirculação às vezes necessária na versão filme descendente

- Melhores aplicações

- líquidos límpidos,
- líquidos que formem espuma,
- soluções corrosivas,
- grandes quantidades de líquido a serem evaporadas,

- altas diferenças de temperatura-filme ascendente; baixas diferenças de temperatura-filme descendente

- baixa temperatura de operação - filme descendente

- Dificuldades frequentes

- sensibilidade da versão filme ascendente a variações nas condições de operação

- distribuição da alimentação difícil na versão filme descendente.

3.4.3 - Evaporadores tipo circulação forçada

Os evaporadores tipo circulação forçada, podem ser construídos de várias maneiras diferentes, como, por exemplo, os das figuras (3.7) e (3.8). Eles podem não ser tão econômicos quanto os de circulação natural, mas são necessários quando o problema de concentração envolve uma solução de fluxo e características térmicas pobres e problemas de cristalização. No caso de materiais muito viscosos parece não haver outra alternativa a não ser usar este tipo (72,73). Também onde existir tendência de formação de incrustações ou depósitos de sais, as altas velocidades obtidas utilizando-se bombas de circulação constituem o único modo de evitar estes problemas (73).

Os tubos utilizados neste tipo de evaporador são menores que para os tipos que utilizam circulação natural, geralmente não excedendo 5cm de diâmetro externo (73). Com o evaporador da figura (3.7), são obti

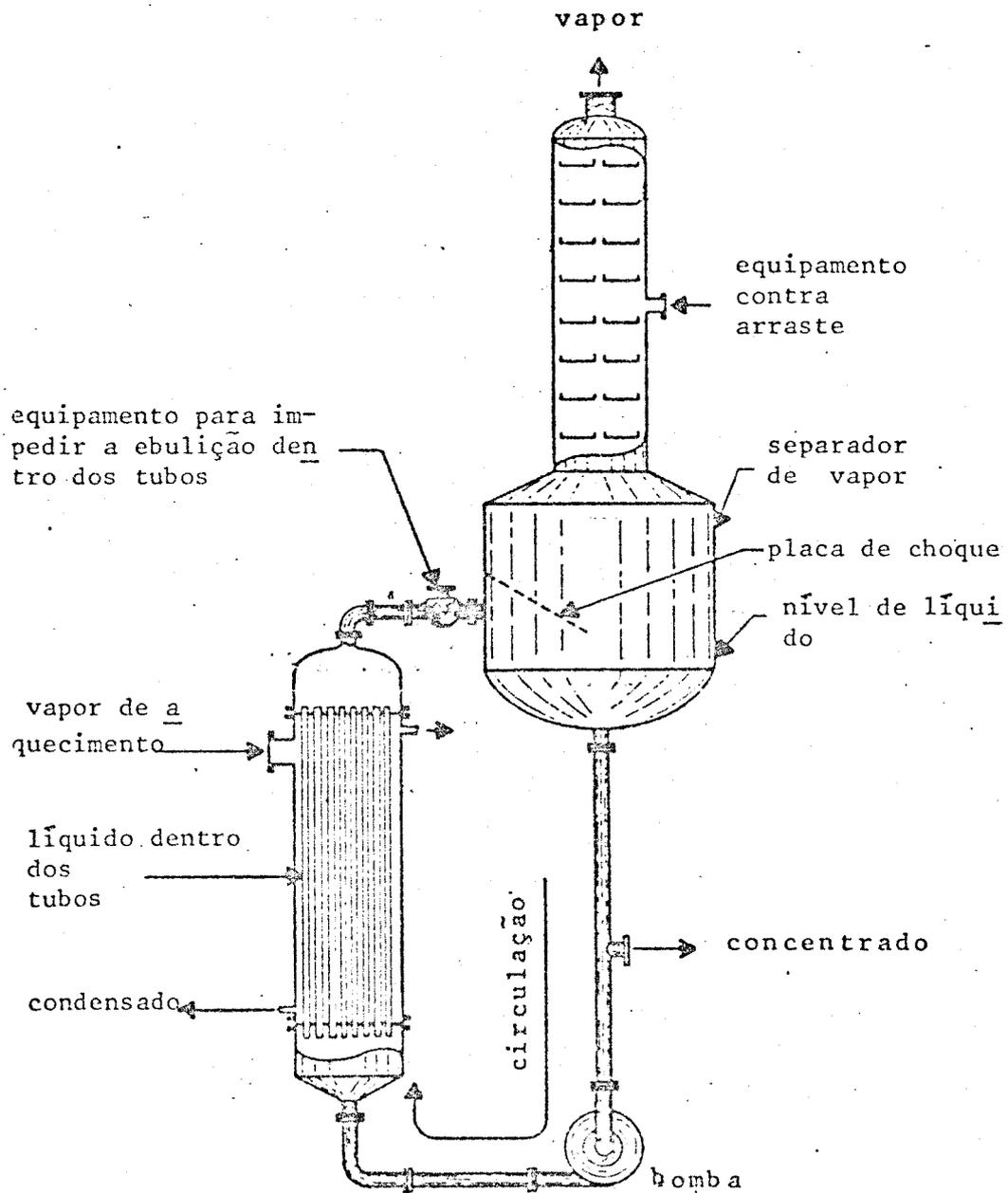


Figura (3.7) - Evaporador tipo circulação forçada com superfície de aquecimento externa vertical (129).

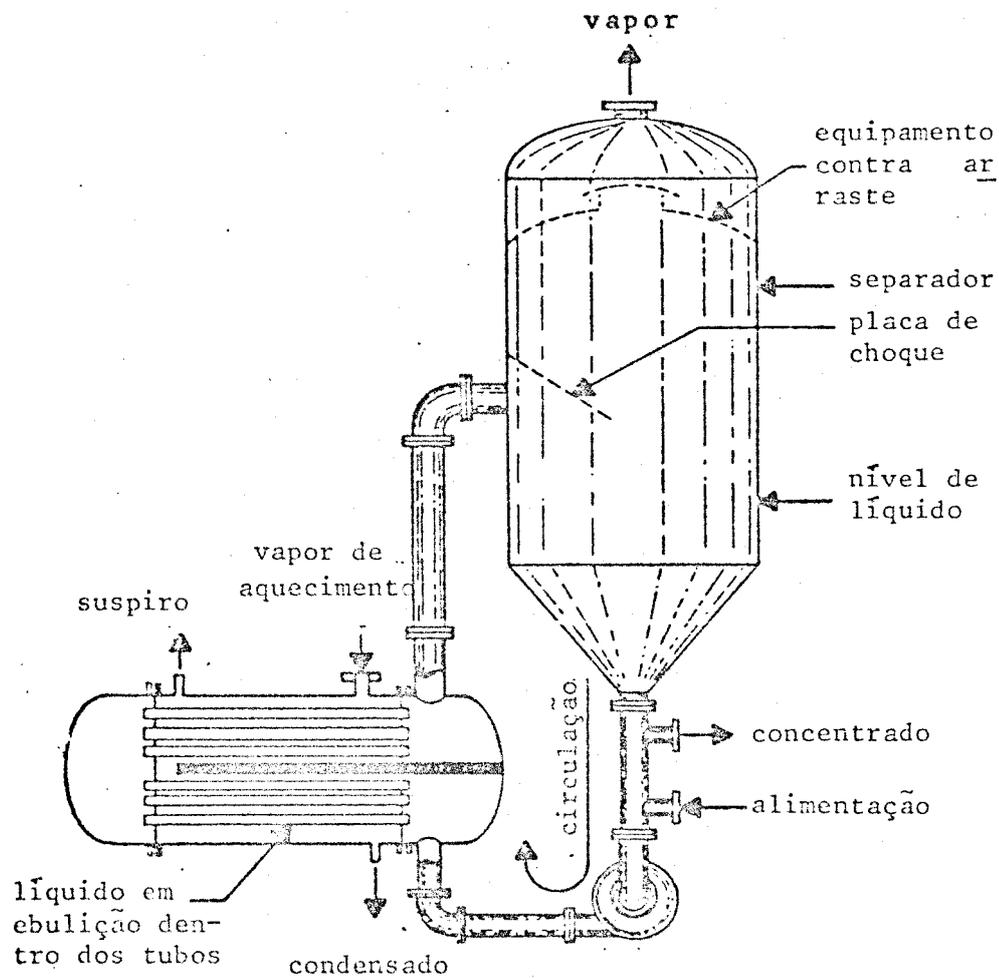


Figura (3.8) - Evaporador tipo circulação forçada com superfície de aquecimento externa horizontal. (129).

dos altos coeficientes de transferência de calor. Uma bomba centrífuga força o líquido através dos tubos a uma velocidade de entrada de 1,8 a 2,4m/s(75). Os tubos estão sujeitos a uma pressão tal que não há ebulição dentro deles; o líquido se torna superaquecido a medida que a pressão é reduzida durante seu percurso desde o aquecedor até o espaço de vapor onde se vaporiza instantaneamente. A mistura de líquido e vapor bate contra uma placa defletora no espaço de vapor onde ocorre a separação do líquido, que retorna até a entrada da bomba onde se mistura com a solução de alimentação. O vapor sai pelo topo do corpo do evaporador para um condensador ou para o próximo efeito. Parte do líquido que deixa o separador é continuamente retirado como concentrado. No evaporador mostrado na figura (3.8), o trocador tem tubos horizontais e duas passagens, tanto nos tubos como no costado. Em outros, podem ser usados trocadores de tubos verticais com uma única passagem. Em ambos os tipos os coeficientes de transferência de calor são altos, especialmente com líquidos pouco viscosos, mas a grande vantagem deste tipo em relação à circulação natural é no caso de líquidos viscosos. Com líquidos pouco viscosos os custos adicionais de bombeamento não são compensados, mas com material viscoso os custos adicionais são justificados(72).

No evaporador mostrado na figura (3.9), o líquido entra em ebulição dentro dos tubos e são obtidos altos coeficientes de transferência de calor. O elemento de aquecimento se projeta para dentro do espaço de vapor e o nível de líquido é mantido perto ou ligeiramente abaixo do topo dos tubos(71). Este tipo não é adequado para soluções que formem cristais porque a ebulição nos tubos aumenta as chances de deposição destes

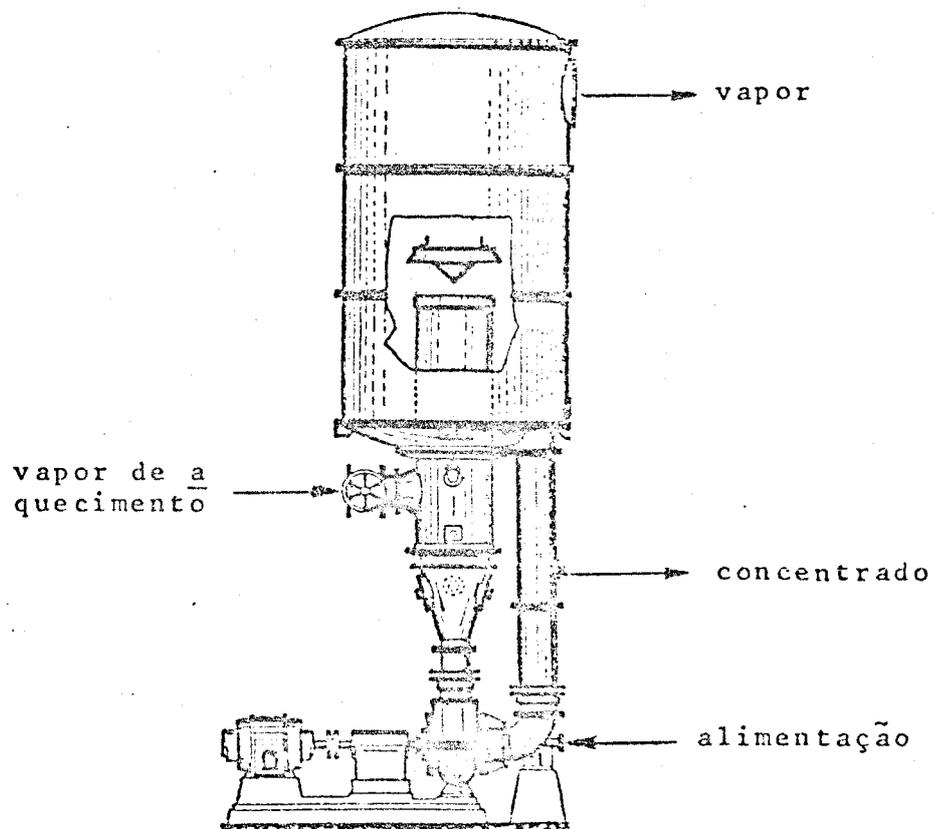


Figura (3.9) - Evaporador tipo circulação forçada com superfície de aquecimento interna (73).

cristais nas paredes e a rápida vaporização na saída dos tubos provoca nucleação excessiva, com produção de cristais finos. Conseqüentemente, este tipo de evaporador é raramente usado exceto quando existem limitações de pê direito ou quando o líquido não forme cristais nem incrustações(71).

Este tipo possui, como desvantagens, o alto custo, a potência adicional necessária para a bomba de circulação e o tempo de residência relativamente longo. Além disso ele apresenta dificuldades, como a obstrução dos tubos pelos depósitos que se destacam das paredes do equipamento, circulação pobre devida a perdas de carga maiores que as esperadas, corrosão e erosão (71).

3.4 - Escolha

A escolha do evaporador deve ser feita entre os tipos mais utilizados industrialmente, posto que, seu desenvolvimento tecnológico já está bem adiantado. Além disso, deve-se escolher o evaporador que preencha na maior extensão possível todas as limitações impostas pelas características inerentes à concentração da solução de nitrato de uranila.

A tabela 3.5 resume os méritos e limitações dos tipos de evaporadores mais utilizados industrialmente. Os evaporadores de múltiplo efeito e compressão de vapor não são aconselháveis devido à sua maior complexidade. Os evaporadores tipo tubos horizontais não são adequados porque são de pequena capacidade e não se aplicam a líquidos que formem espuma ou incrustações. Os do tipo tubos curtos verticais não se aplicam a líquidos corrosivos, o tempo de residência é

Tabela 3.5

MÉRITOS E LIMITAÇÕES DE VÁRIOS TIPOS DE EVAPADORES (71,76)

Tipo	MÉRITOS	Limitações
Tubos horizontais (circulação natural)	Pé direito baixo Baixo arraste Custo relativamente baixo Com maior espaço entre os tubos, adequado para líquidos que formem incrustações	Com tubos retos, não adequado para líquidos que se cristalizem ou formem incrustações Não adequado para líquidos que formem espuma Pequena capacidade
Tubos curtos verticais (circulação natural)	Bom coeficiente de transferência de calor em temperaturas altas Relativamente barato	Dificuldades na remoção de incrustações Tempo de residência longo Perdas por arraste Não adequado para líquidos corrosivos
Termossifão (circulação natural)	Alto coeficiente de transferência de calor Fácil manutenção Ocupa menos espaço que o tipo tubos curtos verticais Baixo custo	

continua

Tabela 3.5 (continuação)

Tipo	MÉRITOS	Limitações
<p>Filme ascendente (circulação natural)</p>	<p>Baixo custo Adequado para líquidos que formem espuma Adequado para líquidos corrosivos Grande capacidade</p>	<p>Não adequado para líquidos que se cristalizem ou formem incrustações Não adequado para baixas diferenças de temperatura ou temperaturas baixas</p>
<p>Filme descendente (circulação natural)</p>	<p>Coefficiente de transferência de calor alto em todas as diferenças de temperatura Baixo arraste Baixo custo de construção Adequado para líquidos que formem espuma Tempo de residência curto Adequado para líquidos corrosivos Fácil manutenção</p>	<p>Dificuldade na distribuição da alimentação</p>
<p>Circulação forçada</p>	<p>Adequado para líquidos que formem incrustações Alto coeficiente de transferência de calor Fácil manutenção</p>	<p>Alto custo Possibilidade de obstrução dos tubos Não adequado para líquidos corrosivos ou erosivos Tempo de residência relativamente longo</p>

longo e as perdas por arraste são grandes, por isso, este tipo também não é adequado. O tipo filme ascendente não é adequado principalmente porque os coeficientes de transferência de calor não são bons a baixas diferenças de temperatura ou temperaturas baixas e porque é muito sensível a variações nas condições de operação. O tipo circulação forçada também não é aconselhado porque não se aplica a materiais corrosivos, o tempo de residência é longo e seu custo é alto.

Os dois tipos restantes, termossifão e filme descendente, não possuem nenhuma limitação que os eliminem. Entretanto, devido ao fato de que o tipo filme descendente preenche um número maior de condições impostas anteriormente, conclui-se que este tipo é o mais adequado ao caso. Além disso, ele faz parte dos evaporadores classificados como do tipo tubos longos verticais, circulação natural, que como já foi visto é o tipo mais empregado na concentração da corrente ICU.

3.5 - O evaporador tipo filme descendente

A concentração de materiais muito sensíveis ao calor, requer um tempo mínimo de exposição à superfície aquecida. Isto pode ser conseguido em um evaporador tipo filme descendente, como o da figura(3.10), no qual o líquido entra pela parte superior de um trocador vertical de uma única passagem e desce por dentro dos tubos aquecidos na forma de um filme fino, saindo pela parte inferior. Os tubos, em geral, são grandes, tendo de 5 a 25cm de diâmetro. O vapor formado é arrastado pelo líquido e sai também pela parte inferior, apesar de em alguns casos ser possível o vapor subir em contracorrente com o líquido (71,72,73). Este evaporador consiste essencialmente de um trocador tubular longo e vertical, com um separador vapor-líquido na parte inferior e um distribuidor para o líquido na parte superior(72).

O principal problema é a distribuição da

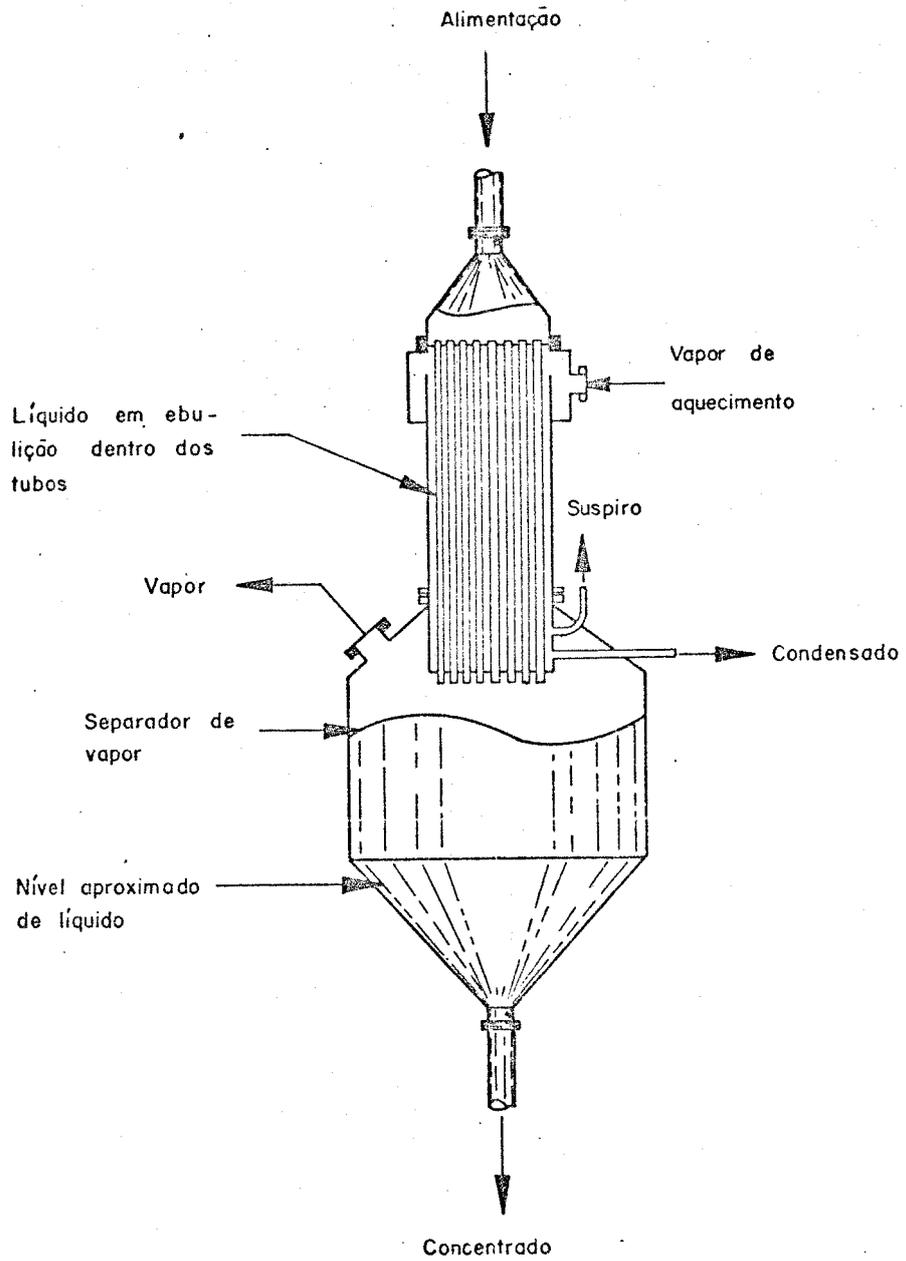


Figura (3.10) - Evaporador tipo filme descendente (129).

alimentação dentro dos tubos. É essencial que toda a su per fície do tubo esteja continuamente molhada. Isto ge ral mente implica na recirculação do líquido, a menos que a razão ali menta ção/evaporação seja bastante alta(71). Quando não é possível a recirculação, este problema po de ser resolvido através do uso de um conjunto de pla cas metálicas perfuradas colocadas acima dos tubos cui dados amente nivelados, através de recortes na extremida de superior dos tubos para forçar o líquido a se distri buir igualmente em todos eles, ou através de distribuí dores tipo aranha com braços radiais, dos quais a ali menta ção é borrifada (*sprayed*) a uma taxa constante na superfície de cada tubo. Outro modo é usar um ou vários injetores (*spray nozzles*) individuais dentro de cada tu bo(71,72).

O número de Reynolds do filme líquido, de ve ser maior que 2000 em todos os pontos do tubo para se obter uma boa transferência de calor. Durante a eva poração, a quantidade de líquido é continuamente reduzi da à medida que este flui através dos tubos; por isso, a concentração que pode ser conseguida em uma única passa gem é limitada(72).

No evaporador tipo filme descendente a queda de pressão através dos tubos é pequena e a tempe ratura de ebulição do líquido é substancialmente a mes ma que a temperatura do espaço de vapor. O tempo de re sidência é pequeno, o líquido não é superaquecido duran te sua passagem através do evaporador e os coeficientes de transferência de calor são altos mesmo a baixas tem peraturas de ebulição(72). Além disso seu custo é baixo, o coeficiente de transferência de calor é alto em todas as diferenças de temperatura, se aplica a soluções

corrosivas e que formem espuma, é de forma cilíndrica , contínuo e pode operar na temperatura de ebulição. Segundo VILBRANT e DRYDEN⁷⁸, o controle de criticalidade é mais fácil em evaporadores tipo filme, o que constitui mais uma vantagem no caso da concentração da corrente ICU que contém urânio.

CAPÍTULO 4

FLUXO EM FILME

4.1 - Introdução

O conhecimento do mecanismo de fluxo em filme é importante nos casos de transferência de calor e massa que envolvam fluxo bifásico. Este tipo de fluxo é encontrado em condensadores, torres de paredes molhadas, resfriadores e evaporadores. Um caso importante de fluxo em filme ocorre no fluxo anular bifásico onde o líquido se move como um filme fino na parede e o gás se move no centro. Devido à ausência de informações fundamentais em relação à hidrodinâmica do filme líquido, a análise da transferência de calor em equipamentos industriais, em geral, está condicionada a métodos empíricos.

Estudos teóricos publicados sobre fluxo em filme não descrevem corretamente nem a mecânica dos fluidos nem a transferência de calor. Considerável trabalho experimental sobre o coeficiente de transferência de calor em condensação foi realizado através dos anos

mas, as correlações empíricas baseadas nestes estudos experimentais diferem dos valores experimentais recentes de 50 a 500%. Por muitos anos, mesmo uma discrepância bastante grande fazia pouca diferença. Em equipamentos de processos convencionais, a resistência à transferência de calor no lado do filme condensado era pequena comparada às outras resistências. Como resultado, mesmo um erro considerável no coeficiente do lado do filme introduzia somente um pequeno erro na resistência global e no coeficiente de transferência de calor. Com esta situação, métodos mais precisos para se calcular o coeficiente de transferência de calor são de maior interesse prático que teórico e isto tem sido tentado por alguns investigadores ainda sem grandes resultados.

Neste capítulo serão recordadas, de maneira superficial, a definição dos parâmetros característicos em fluxo bifásico, a equação da quantidade de movimento e do balanço de energia. Serão também vistas algumas relações empíricas para fluxo anular bifásico, limitando-se, sempre que possível, ao fluxo anular bifásico vertical com correntes paralelas. Os problemas de arraste e formação de ondas na interface não serão vistos com detalhes.

4.2 - Hidrodinâmica do escoamento bifásico

4.2.1 - Introdução

Os fenômenos que ocorrem com fluxos mono fásicos são relativamente bem conhecidos e analisados , apesar do obstáculo da turbulência. Em um escoamento bi fásico, a distribuição das duas fases, suas velocidades e suas temperaturas são difíceis de serem previstas e , mesmo, determinadas experimentalmente. Tenta-se, em ge ral, considerar o escoamento de um fluido fictício ten do propriedades intermediárias entre as das duas fases, o que permite usar os métodos clássicos do domínio mono fásico. Obtêm-se assim, resultados suficientes para uma primeira aproximação, principalmente nas previsões de queda de pressão. No caso de troca térmica esta simpli ficação é raramente admissível porque esta é muito mais sensível às condições locais de escoamento.

Um fluxo bifásico constitui um sistema físico complexo e o escoamento pode apresentar numerosas particularidades. Sua hidrodinâmica apresenta vários aspectos pouco conhecidos e coloca questões difíceis e mal elucidadas, dignas de interesse.

Após definir os conceitos dos principais parâmetros de interesse serão examinadas a noção de configuração de escoamento e as principais configurações existentes.

4.2.2 - Definição dos parâmetros característicos (79,80)

Título é o parâmetro principal. É o quociente da vazão (massa por unidade de tempo) do vapor pela vazão total (do líquido mais vapor):

$$X = \frac{A_{XV} G_V}{A_{XV} G_V + A_{XL} G_L} = \frac{W_V}{W_T}$$

onde A_{XV} = área transversal ocupada pelo vapor

G_V = vazão de vapor por unidade de área (W_V/A_{XV})

A_{XL} = área transversal ocupada pelo líquido

G_L = vazão de líquido por unidade de área

W_T = vazão total

W_V = vazão do vapor

Em muitos casos práticos, entretanto, as vazões das duas fases não são conhecidas independentemente. É comum especificar uma entalpia média, H_{BF} , da mistura bifásica em um dado ponto de um tubo; ela é dada

pela entalpia inicial somada ao calor adicionado por unidade de massa do fluido. Se as duas fases estão em equilíbrio termodinâmico, a entalpia da mistura bifásica é dada por:

$$H_{BF} = xH_{GS} + (1-x) H_{LS} \quad (4.1)$$

onde H_{GS} = entalpia da fase gasosa na condição de saturação

H_{LS} = entalpia da fase líquida na condição de saturação

Da equação (4.1) tem-se que:

$$x = \frac{H_{BF} - H_{LS}}{H_{GS} - H_{LS}} \quad (4.2)$$

que definido deste modo, é chamado título termodinâmico (81).

Fração de vazio é a fração da área transversal ocupada pelo vapor, isto é,

$$\alpha = \frac{A_{XV}}{A_{XV} + A_{XL}} = \frac{A_{XV}}{A_{XT}}$$

Outro parâmetro análogo a este é o chamado *hold-up* que representa a fração ocupada pelo líquido

$$R_L = \frac{A_{XL}}{A_{XT}} = \frac{A_{XL}}{A_{XV} + A_{XL}} = 1 - \alpha \quad (4.3)$$

A queda de pressão em um fluxo bifásico vertical deve-se a perdas por atrito, variação da quantidade de movimento e ao campo de força gravitacional. A variação da pressão local para um fluxo bifásico é, então, escrita como:

$$\left(\frac{dP}{dZ}\right)_{\text{tot.}} = \left(\frac{\partial P}{\partial Z}\right)_{\text{atr.}} + \left(\frac{\partial P}{\partial Z}\right)_{\text{mov.}} + \left(\frac{\partial P}{\partial Z}\right)_{\text{grav.}}$$

A variação da pressão para um canal de comprimento Z é então:

$$P = \int_0^Z \left(\frac{dP}{dZ}\right)_{\text{tot.}} dZ$$

É usual trabalhar-se com quedas de pressão, diminuições da pressão, ao longo de Z . Neste caso, pode-se escrever

$$\left(-\frac{dP}{dZ}\right)_{\text{tot.}} = \left(-\frac{\partial P}{\partial Z}\right)_{\text{atr.}} + \left(-\frac{\partial P}{\partial Z}\right)_{\text{mov.}} + \left(-\frac{\partial P}{\partial Z}\right)_{\text{grav.}}$$

Também é usual considerar-se Z crescente no sentido do fluxo de líquido.

4.2.3 - Configurações dos escoamentos bifásicos

Chama-se configuração de escoamento ao conjunto dos parâmetros que descrevem a forma (estrutura e dimensões) de cada uma das fases no escoamento(80). Conhecer as configurações de fluxo em um fluxo bifásico é tão importante como saber se um fluxo monofásico é laminar ou turbulento. Uma descrição hidrodinâmica completa das configurações de fluxo requer o conhecimento dos seguintes aspectos interrelacionados: distribuição das frações de vazio, distribuição de velocidades e distribuição das tensões de cisalhamento. Informações detalhadas sobre estes aspectos estão longe de serem conseguidas facilmente para todas as configurações. Apesar disso, é possível uma classificação das configurações baseada, principalmente, em estudos visuais. O número e a denominação das configurações variam de investigador para investigador, mas, de um modo geral, para um fluxo vertical, com aquecimento, pode-se classificá-las do seguinte modo(79):

- Fluxo em bolhas, no qual a fase líquida é contínua e a fase vapor é descontínua. O vapor está distribuído no líquido na forma de bolhas. A fração de vazio é baixa.

- Fluxo bolsão, no qual bolsões de líquido relativamente grandes aparecem no fluxo como resultado da aglomeração de bolhas de vapor. Bolsões de líquido e bolhas seguem-se uns aos outros e podem dar origem a instabilidades de fluxo devido a diferenças seccionais de densidade e compressibilidade. O fluxo ocorre em frações de vazio moderadas e velocidades relativamente baixas. Esta configuração de fluxo parece ocorrer na

transição entre o fluxo em bolhas e o fluxo anular (a quantidade de movimento da fase vapor não é suficientemente forte para formar o fluxo anular). Este tipo não se desenvolve em fluxo de calor alto, nem em tubos curtos.

- Fluxo anular, ou em filme, no qual a fase líquida é contínua, na forma de um anel na parede do tubo, e a fase vapor é contínua, no centro. Existe uma fase líquida descontínua, no centro, na forma de pequenas gotas, enquanto, no anel líquido, existe uma fase descontínua de vapor, na forma de bolhas. Esta configuração ocorre em altas frações de vazio e altas velocidades. Um caso especial de fluxo anular é aquele no qual existe um filme de vapor ao longo da parede e um núcleo líquido no centro.

Um esquema das configurações de fluxo descritas pode ser visto na figura (4.1).

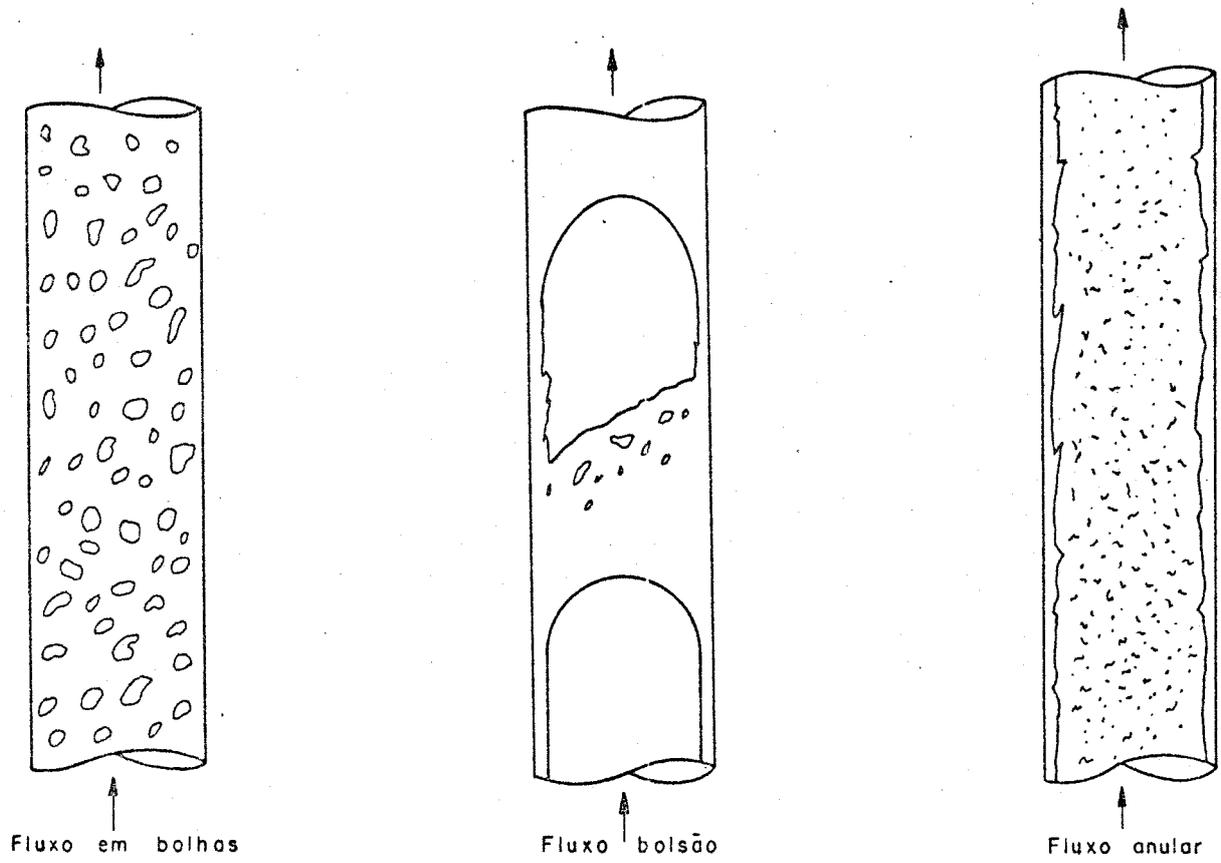


Figura (4.1) - Configurações de fluxo em fluxo vertical (81).

4.3 - Teoria de fluxo em filme

4.3.1 - Fundamentos

Considerando um fluxo descendente, unidimensional, em regime permanente, em um tubo de secção transversal circular vertical, um balanço de forças em um elemento de comprimento dZ fornece, para qualquer regime de fluxo, a seguinte queda de pressão total:

$$-\frac{dP}{dZ} = \frac{\rho}{2\phi} \frac{d(\bar{u}^2)}{dZ} + \frac{\tau_w}{r_h} - \rho g \quad (4.4)$$

Os termos à direita do sinal de igualdade representam, respectivamente, a variação de energia cinética, o atrito e a contribuição gravitacional. A tensão de cisalhamento na parede τ_w é considerada positiva quando oposta à direção do fluxo. O fator adimensional

de distribuição de velocidade, ϕ , é devido à variações radiais de energia cinética. Ele é igual a 0,5 para distribuição de velocidade parabólica e igual a 1,0 para fluxo muito turbulento. Naquela expressão, ainda, ρ é a densidade do fluido, \bar{u} a sua velocidade média, r_h é o raio hidráulico do tubo (relação entre a área da seção transversal do tubo e seu perímetro) e g a aceleração da gravidade.

Um balanço de energia no mesmo elemento leva a:

$$\frac{dH}{dZ} = \frac{dQ}{dZ} - \frac{W}{\rho J} \left(\frac{\rho}{2\phi} \cdot \frac{d(\bar{u}^2)}{dZ} - \rho g \right)$$

onde H = entalpia

Q = taxa de transferência de calor

J = equivalente mecânico do calor

W = vazão (massa por unidade de tempo).

Supondo um fluxo com variação longitudinal de energia cinética desprezível, tem-se da equação (4.4):

$$-\frac{dP}{dZ} = \frac{\tau_w}{r_h} - \rho g$$

Considerando o efeito do decréscimo da vazão em um tubo inicialmente cheio, em fluxo de alta velocidade, tem-se que, para qualquer tipo de fluxo ocorra na direção Z , isto é, para baixo, a queda de pressão $-dP/dZ$ não pode ser negativa(77). Então:

$$\frac{\tau_w}{r_h} \geq \rho g \quad (4.5)$$

o que é válido para qualquer regime de fluxo.

Seja τ_{wA} a tensão de cisalhamento na parede, tal que a queda de pressão seja nula em um fluxo com tubo cheio. Esta é, então, a menor tensão de cisalhamento na parede para que ocorra o fluxo com tubo cheio. Supõe-se para esta análise que não exista tensão interfacial. Para fluxo com tubo cheio $r_h = D/4$ ou seja, um quarto do diâmetro. Assim:

$$\frac{4\tau_{wA}}{D} = \rho g$$

Da equação (4.5) tem-se para qualquer regime de fluxo:

$$\frac{\tau_w}{r_h} \geq \frac{4\tau_{wA}}{D} \quad \text{ou} \quad \frac{\tau_w}{\tau_{wA}} \geq \frac{r_h}{D/4} \quad (4.6)$$

Como, para tubo cheio, $r_h = D/4$, $\tau_w \geq \tau_{wA}$. À medida que a vazão diminui e τ_w torna-se menor que τ_{wA} , segue-se da equação (4.6) que r_h torna-se menor que $D/4$. Desde que a parede do tubo permaneça molhada, tem-se o fluxo anular.

O raio hidráulico r_h , para um filme de espessura δ é:

$$r_h = \frac{\frac{\pi}{4} \left[D^2 - (D - 2\delta)^2 \right]}{\pi D} = \delta \left(1 - \frac{\delta}{D} \right) \quad (4.7)$$

Para filmes muito finos esta expressão se reduz a:

$$r_h = \delta \quad (4.8)$$

O número de Reynolds é definido como em fluxo com tubo cheio:

$$Re = \frac{4r_h \rho u}{\mu}$$

onde μ = viscosidade dinâmica. Pela definição do raio hidráulico e com $\rho u = W/A_X$

$$Re = \frac{4A_X W}{\pi D A_X \mu} = \frac{4W}{\pi D \mu} = \frac{4\Gamma}{\mu} \quad (4.9)$$

sendo $\Gamma = W/(\pi D)$

Como A_X desaparece, o número de Reynolds será o mesmo se o fluido ocupar, ou não, todo o tubo. Para filmes muito finos, onde a equação (4.8) se aplica, tem-se:

$$Re = \frac{4\delta u}{\nu}$$

onde $\nu = \mu/\rho$ = viscosidade cinemática.

4.3.2 - Mecânica dos fluidos

Um problema importante nos processos de engenharia é o fluxo de líquidos na forma de uma camada, sob a força da gravidade, em superfícies inclinadas ou verticais. Tal fluxo está em regime permanente, com gradientes de velocidade completamente desenvolvidos e a espessura da camada é constante. O fluxo é laminar e, geralmente, existe tão pouca resistência na superfície livre do líquido que a tensão de cisalhamento na superfície pode ser desprezada. Com estas suposições e com a suposição posterior de que a superfície do líquido seja plana e sem ondulações, o movimento do líquido pode ser analisado matematicamente.

Considere-se uma camada de líquido newtoniano, fluindo em regime permanente, a uma vazão e espessura da camada constantes, sobre uma placa plana como mostrado na figura (4.2). A placa forma um ângulo θ com a vertical. A largura da camada na direção perpendicular ao plano da figura é b e a espessura da camada na direção perpendicular à placa é δ . Considere-se um volume de controle como o da figura. A superfície superior do volume de controle é livre, as duas extremidades são planos perpendiculares à placa, separados por uma distância Z e a superfície inferior é um plano paralelo à placa, a uma distância r da superfície superior. Como a camada está em regime permanente, a soma de todas as forças que atuam no volume de controle é igual a zero. As forças que atuam no volume de controle são: a força de cisalhamento na superfície inferior e a componente da gravidade na direção do fluxo. Um balanço de forças leva a (72):

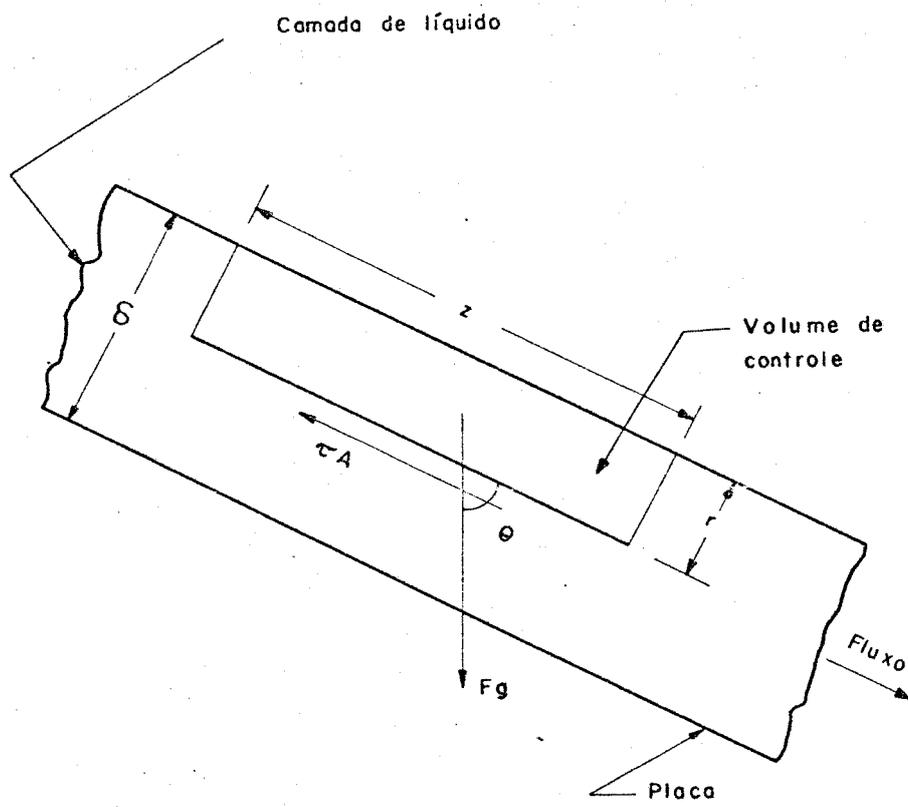


Figura (4.2) - Forças no elemento de líquido em fluxo na forma de camada (72).

$$F_g \text{ sen } \theta - \tau A_X = 0$$

onde F_g é a força devida à gravidade e τ a tensão de cisalhamento. Como $A_X = bZ$ e $F_g = \rho r Z b g$

$$\rho r Z b g \text{ sen } \theta = \tau Z b$$

ou

$$\tau = \rho r g \text{ sen } \theta$$

Como o fluxo é laminar $\tau = -\mu du/dr$, sendo u a velocidade da camada em r . Logo:

$$-\mu \frac{du}{dr} = \rho r g \text{ sen } \theta$$

Arrumando e integrando:

$$\int_0^u du = - \frac{\rho g \text{ sen } \theta}{\mu} \int_{\delta}^r r dr$$

$$\therefore u = \frac{\rho g \text{ sen } \theta}{2\mu} (\delta^2 - r^2) \quad (4.10)$$

A equação (4.10) mostra que a distribuição de velocidade em fluxo laminar sobre uma placa é parabólica, do mesmo modo que em um tubo.

Considere-se, agora, um elemento diferencial de área, de seção transversal $dA_X = bdr$. A vazão diferencial de massa dW através deste elemento é igual a $\rho u bdr$. A vazão total é:

$$W = \int_0^{\delta} \rho u dA \quad (4.11)$$

ou

$$W = \int_0^{\delta} \rho u b dr \quad (4.12)$$

$$\therefore \frac{W}{b} = \frac{\delta^3 \rho^2 g \operatorname{sen} \theta}{3\mu} = \Gamma$$

ou

$$\delta = \left(\frac{3\mu\Gamma}{\rho^2 g \operatorname{sen} \theta} \right)^{1/3} \quad (4.13)$$

O resultado desta análise clássica realizada por Nusselt (apud SINEK⁷⁷) em 1916, pode também ser escrita do seguinte modo:

$$\delta = \left(\frac{3\nu^2}{4g} \right)^{1/3} \cdot (\operatorname{Re})^{1/3} \cdot (\operatorname{sen} \theta)^{-1/3}$$

$$\bar{u} = \left(\frac{g\nu}{48} \right)^{1/3} \cdot (\operatorname{Re})^{2/3} \cdot (\operatorname{sen} \theta)^{-1/3}$$

$$\tau_w = \rho g \delta \operatorname{sen} \theta$$

Para fluxo vertical descendente, $\operatorname{sen} \theta$ é igual a 1 em todas as equações.

DUKLER e BERGELIN⁸², em 1952, apresentaram o primeiro tratamento teórico novo sobre filme des

cendente após Nusselt. Esses autores usaram um perfil de velocidade universal para integrar a equação da vazão através das camadas laminar, de transição e turbulenta, conseguindo uma correlação para qualquer regime de fluxo.

É normal expressar a distribuição de velocidade em fluxo turbulento, não como uma velocidade *versus* uma distância, mas, em termos de parâmetros ~~adimensionais~~ ~~adimensionais~~ definidos pelas seguintes equações:

$$u^* = \sqrt{\frac{\tau_w}{\rho}} \quad (4.14)$$

onde u^* é a velocidade de atrito,

$$u^+ = \frac{u}{u^*} \quad (4.15)$$

onde u^+ é o quociente adimensional da velocidade e

$$y^+ = \frac{yu^*}{\nu} \quad (4.16)$$

onde y^+ é a distância adimensional e y é a distância radial a partir da parede do tubo.

O número de Reynolds, de acordo com as expressões (4.9), (4.11) e, em termos dos novos parâmetros u^+ e y^+ , será, para filmes finos,

$$Re = 4 \int_0^{y^+} u^+ dy^+ \quad (4.17)$$

O perfil de velocidade universal de Nikuradze-von-Karman (apud KAYS⁸³) é dado pelas seguintes expressões:

$$u^+ = y^+ \quad \text{para} \quad 0 < y^+ < 5 \quad (4.18)$$

na camada laminar,

$$u^+ = -3,05 + 5,00 \ln y^+ \quad \text{para} \quad 5 < y^+ < 30 \quad (4.19)$$

na camada de transição (*buffer*) e

$$u^+ = 5,5 + 2,5 \ln y^+ \quad \text{para} \quad y^+ > 30 \quad (4.20)$$

na camada turbulenta.

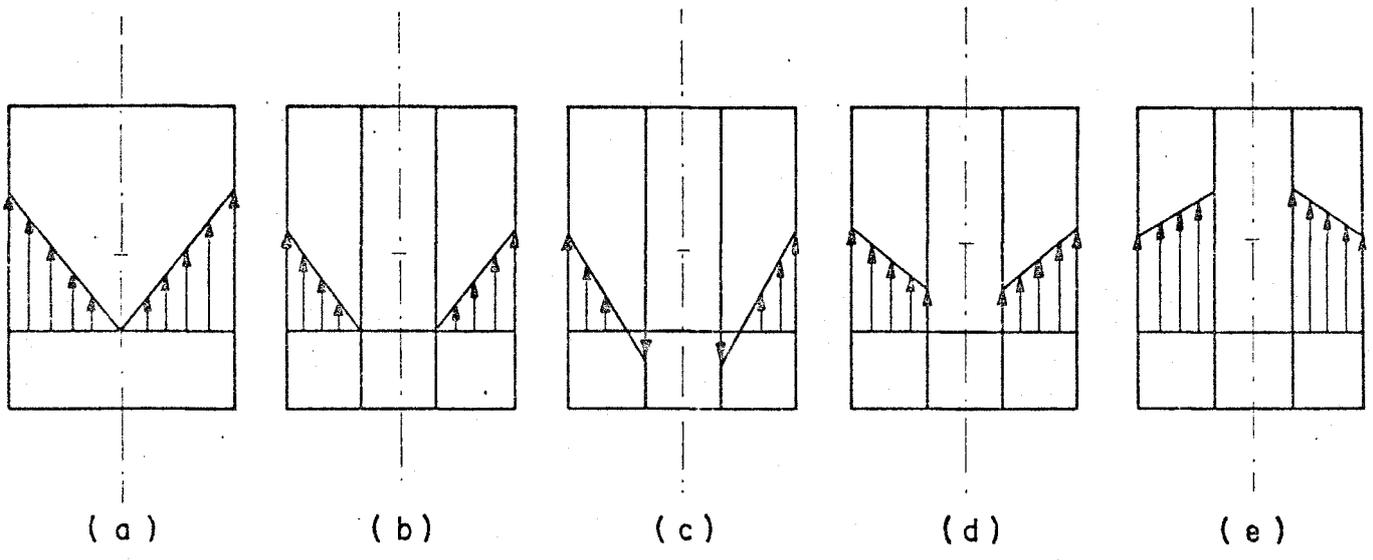
A substituição das equações (4.18), (4.19) e (4.20) na equação (4.17) leva a:

$$Re = 2\delta^{+2} \quad \text{para} \quad 0 < Re < 60 \quad (4.21)$$

$$Re = \delta^+ (5 \ln \delta^+ - 8,05) + 12,05 \quad \text{para} \quad 60 < Re < 1080 \quad (4.22)$$

$$Re = \delta^+ (2,5 \ln \delta^+ + 3,0) - 64 \quad \text{para} \quad Re > 1080 \quad (4.23)$$

Dukler e Bergelin estenderam sua teoria para incluir uma tensão de cisalhamento interfacial, τ_i ,



(Fluxo de líquido na direção descendente)

Figura (4.3)- Variação da tensão de cisalhamento em fluxo com tubo cheio e em fluxo tipo filme descendente (77).

diferente de zero. Para fluxo com tubo cheio, o perfil de tensão de cisalhamento radial para um dado raio hidráulico é dado somente pela tensão de cisalhamento na parede, τ_w , como na figura (4.3a). No caso de fluxo em filme descendente, figuras (4.3b,c,d,e), o perfil de cisalhamento e, conseqüentemente, o perfil de velocidade, dependem de τ_i , de τ_w e do raio hidráulico. O filme sendo bastante fino, o raio hidráulico será igual a espessura δ , e um balanço de forças no elemento de filme leva a:

$$\tau_w = \tau_i + \delta \rho g$$

Da equação (4.14)

$$u^* = \sqrt{\frac{\tau_i}{\rho} + \delta g}$$

e da equação (4.16) com $y^+ = \delta^+$

$$\delta^+ = \frac{\delta}{\nu} \sqrt{\frac{\tau_i}{\rho} + \delta g} \quad (4.24)$$

Para um dado número de Reynolds, δ^+ pode ser obtido através das equações (4.21) a (4.23) e substituído na equação (4.24); para um valor conhecido de τ_i , pode-se calcular a espessura do filme δ .

A tensão de cisalhamento interfacial, τ_i , pode ser derivada da equação geral de queda de pressão para o núcleo gasoso(77),

$$-\frac{dP}{dZ} = \frac{1}{2\phi} \rho_V \frac{d(\bar{u}_V^2)}{dZ} + \frac{4\tau_i}{D} - \rho_V g \quad (4.25)$$

onde o subíndice V indica fase gasosa. Então:

$$\tau_i = \frac{D}{4} \left(\rho_V g - \frac{dP}{dZ} \right) \quad (4.26)$$

se as variações de energia cinética forem desprezíveis e o filme for muito fino em relação ao diâmetro do tubo. O termo entre parênteses, na equação (4.26), é a queda de pressão devida ao atrito da fase gasosa.

Dukler e Bergelin apresentaram evidência experimental somente para o caso de tensão interfacial nula. Neste caso a equação (4.24) simplifica-se para:

$$\delta = \delta^+ \frac{2}{3} \left(\frac{v^2}{g} \right)^{1/3} \quad (4.27)$$

que abaixo de $y^+ = 30$ e $Re = 1080$, concorda com a correlação de Nusselt. A teoria usa o perfil de velocidade de Nikuradze que foi obtido para fluxo com tubo cheio. Eles justificaram sua aplicação ao fluxo em filme postulando que um dado elemento de fluido não sabe se faz parte de uma massa líquida em fluxo com tubo cheio ou em filme. Para tensão interfacial nula, seus resultados experimentais confirmam seu postulado. Para valores moderados de τ_i , eles dizem que a correlação de Nikuradze pode ainda ser aplicada pela mesma razão anterior e, que na interface a turbulência é tão grande que existe pou

ca diferença entre a espessura média calculada e a medida.

Em 1959, DUKLER⁸⁴ contestou a existência da camada laminar em fluxo tipo filme descentente. Sabe-se que, para fluxo com tubo cheio a camada laminar é apenas uma aproximação útil. O aumento da turbulência com a distância da parede é gradual, não em degraus; posto que, em fluxo com tubo cheio, a região próxima da parede é somente uma pequena parte da secção transversal de fluxo, a imprecisão devida à suposição da existência de uma camada laminar não é muito grande. Dukler disse que, no caso de fluxo em filme, o erro seria grande, e que tanto o mecanismo de transferência laminar como turbulento teriam de ser considerados em todos os pontos do filme. A equação geral de tensão de cisalhamento a ser integrada através de todo o filme é, então, a equação de difusão molecular:

$$\tau = (\mu + \rho E_M) \frac{du}{dy} \quad (4.28)$$

onde E_M = difusividade da quantidade de movimento.

Na forma adimensional:

$$\frac{\tau}{\tau_w} = \left(1 + \frac{E_M}{\nu} \right) \frac{du^+}{dy^+} \quad (4.29)$$

Para a difusividade E_M perto da parede, Dukler usou a correlação de Deissler (apud KAYS⁸³):

$$E_M = \eta^2 u y \left(1 - e^{-\frac{\eta^2 u y}{\nu}} \right) = \nu \eta^2 u^+ y^+ (1 - e^{-\eta^2 u^+ y^+}) \quad (4.30)$$

para $0 \leq y^+ < 20$

e, para fluxo turbulento completamente desenvolvido, em uma região mais distante da parede, a correlação de von-Karman (apud KAYS⁸³):

$$E_M = K^2 \frac{(du/dy)^3}{(d^2u/dy^2)^2} = K^2 \nu \frac{(du^+/dy^+)^3}{(d^2u^+/dy^{+2})^2} \quad (4.31)$$

para $y^+ \geq 20$

onde K e η são constantes.

Substituindo as correlações de Deissler e von-Karman, equações (4.30) e (4.31), na equação (4.29) obtêm-se:

$$\frac{\tau}{\tau_w} = \left(1 + \eta^2 u^+ y^+ (1 - e^{-\eta^2 u^+ y^+}) \right) \frac{du^+}{dy^+} \quad (4.32)$$

para $0 \leq y^+ < 20$

e

$$\frac{\tau}{\tau_w} = K^2 \frac{(du^+/dy^+)^4}{(d^2u^+/dy^{+2})^2} \quad (4.33)$$

para $y^+ \geq 20$

A correlação de Deissler é semi-empírica, e foi testada para fluxo com tubo cheio de água, glicol e hidróxido de sódio. Foram realizados testes até distâncias da parede da ordem de $y^+ = 2$. A validade desta correlação se estende até $y^+ = 26$; entretanto Dukler a usou apenas até $y^+ = 20$. Dukler usou um valor de 0,10 para η como sugerido por Deissler. Apesar de Dukler não dizer qual valor de K usou, segundo SINEK⁷⁷, o resultado de seus cálculos indicam que ele usou o valor de $K = 0,38$, como sugerido por von-Karman.

Dukler incluiu em seu tratamento matemático, uma tensão interfacial, τ_i , diferente de zero. Ele utilizou a equação (4.24) que, no caso de $\tau_i = 0$, se simplifica para a equação (4.27) e definiu, para simplificar, uma variável adimensional S como a razão da espessura real do filme pela espessura que este teria no caso de $\tau_i = 0$, sendo todas as outras grandezas (δ^+, ν, g) as mesmas:

$$S = \frac{\delta}{(\delta^+)^{2/3} \left(\frac{\nu}{g}\right)^{1/3}} \quad (4.34)$$

Pode-se mostrar também que

$$S = \sqrt[3]{1 - \frac{\tau_i}{\tau_w}} \quad (4.35)$$

Substituindo a equação (4.34) na equação (4.24):

$$\delta^+ = s(\delta^+)^{2/3} (gv)^{-1/3} \sqrt{\frac{\tau_i}{\rho} + s(\delta^+)^{2/3} (gv)^{2/3}} \quad (4.36)$$

Elevando ao quadrado ambos os lados, dividindo por δ^{+2} e arrumando, tem-se:

$$s^3 + s^2 \cdot \frac{\tau_i}{(\delta^+)^{2/3} (g^2 v^2 \rho^3)^{1/3}} - 1 = 0$$

Definindo

$$\beta = \frac{\tau_i}{(g^2 v^2 \rho^3)^{1/3}} \quad (4.37)$$

com $\beta > 0$, se o fluxo for paralelo e com $\beta < 0$, em contracorrente, τ_i é calculado a partir da queda de pressão de atrito da fase gasosa, equação (4.25). A equação final para s é, então:

$$s^3 + s^2 \frac{\beta}{(\delta^+)^{2/3}} - 1 = 0$$

Dukler resolveu esta equação através de um computador digital para valores de $\beta/(\delta^+)^{2/3}$ de 0 a 2000.

O balanço de força, $\tau = \tau_w - y\rho g$, pode ser colocado na forma adimensional:

$$\frac{\tau}{\tau_w} = 1 - \frac{s^3}{\delta^+} y^+ \quad (4.38)$$

Combinando a equação (4.38) com as equações (4.32) e (4.33):

$$1 - \frac{S^3}{\delta^+} y^+ = \left(1 - n^2 u^+ y^+ (1 - e^{-n^2 u^+ y^+}) \right) \frac{du^+}{dy^+}$$

para $0 \leq y^+ < 20$

$$1 - \frac{S^3}{\delta^+} y^+ = K^2 \frac{(du^+/dy^+)^4}{(d^2u^+/dy^{+2})^2}$$

para $y^+ \geq 20$

Estas duas equações foram integradas em um computador para um grande intervalo de valores de S^3/δ^+ e, os resultados locados como um perfil de velocidade universal, em um gráfico $u^+ \text{ vs. } y^+$, com S^3/δ^+ como parâmetro. A equação de vazão, equação (4.17), foi também integrada usando o perfil de velocidade acima. Os resultados são dados na forma de um gráfico $\delta^+ \text{ vs. } Re$, com τ_i como parâmetro. Para $\beta > 30$, δ^+ é uma função só de Re . A equação da espessura do filme,

$$\delta = S(\delta^+)^{2/3} \left(\frac{v^2}{g} \right)^{1/3}$$

obtida da equação (4.34), foi também calculada e locada em um gráfico $\delta \text{ vs. } Re$, com β como parâmetro. Para $\beta = 0$, δ concorda com a equação de Nusselt para $Re < 200$. Para $Re = 1600$ a espessura de Nusselt está apenas cerca de 10% abaixo da de Dukler.

ANDERSON e MANTZOURANIS⁸⁵, em 1960, apresentaram uma análise matemática, também baseada no perfil de velocidade universal de Nikuradze. Para sua análise, foi concebido um modelo de condições de fluxo como o da figura (4.4) e foram feitas as seguintes suposições:

- o filme líquido é de espessura uniforme em qualquer secção transversal

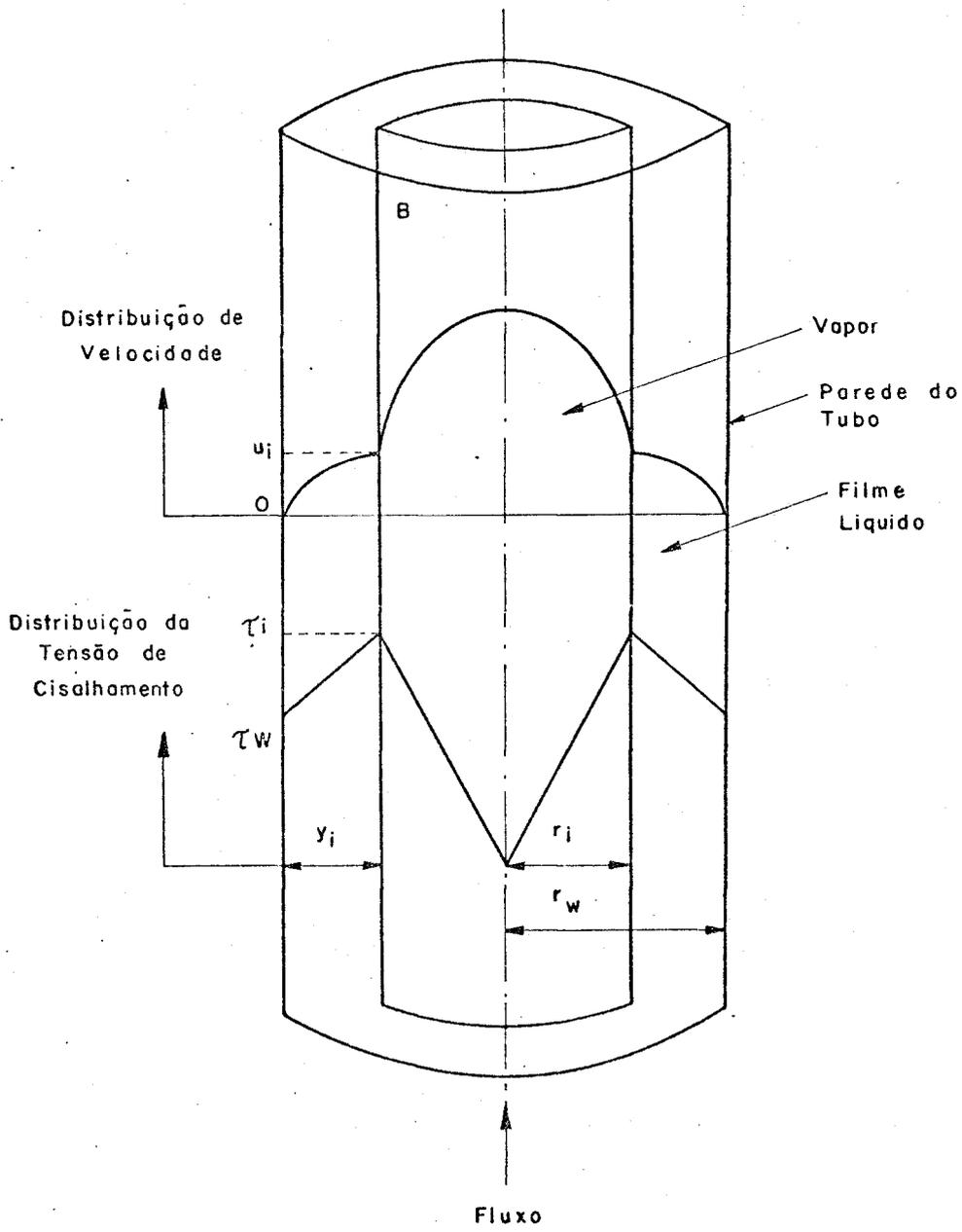
- o gradiente de pressão normal do eixo do tubo é igual a zero

- não existe escorregamento (*velocity slip*) entre o líquido e a parede do tubo, nem entre o líquido e o vapor na interface

- a distribuição de velocidade dentro do filme líquido segue o perfil de velocidade universal de Nikuradze-von-Karman

- as propriedades físicas ρ e μ são constantes no filme líquido.

O uso do perfil de velocidade de Nikuradze, implica que além das propriedades físicas do fluido e a geometria do sistema, somente a tensão de cisalhamento na parede τ_w é necessária para representar as variáveis de operação, tais como fluxo volumétrico, velocidade da corrente e pressão total. Este perfil de velocidade foi derivado em condições tais que a tensão de cisalhamento varie linearmente com o raio, de um valor zero no eixo até τ_w na parede. No caso de fluxo anular, a tensão de cisalhamento na interface gás-líquido pode ser maior que a tensão de cisalhamento na parede, enquanto no fluxo monofásico a tensão é máxima na parede, de tal modo



Figura(4.4)- Modelo Analítico de Fluxo Anular (85).

que esta suposição pode levar a algum erro. Apesar disso, o perfil de velocidade é usado como a melhor aproximação da verdade e seu uso leva ao cálculo da espessura do filme bem próxima da determinada experimentalmente.

Sendo u a velocidade de um fluido passando através de uma área elementar dA_X , tem-se, segundo a expressão (4.11), a equação da vazão:

$$W = \int \rho u dA_X$$

com

$$dA_X = 2\pi(r_w - y)dy$$

e

$$y = \frac{\mu}{\rho u_*} y^+$$

onde r_w = raio do tubo e, então:

$$W = \int 2\pi\rho u_* u^+ \left(r_w - \frac{\mu}{\rho u_*} \right) \frac{\mu}{\rho u_*} dy^+$$

Considerando μ e ρ constantes:

$$\left(\frac{W}{2\pi r_w \mu} \right)_{W_1}^{W_2} = \int_{y_1^+}^{y_2^+} u^+ \left(1 - \frac{\mu}{\rho u_* r_w} \right) dy^+$$

Fazendo, por conveniência,

$$W^+ = \frac{W_L}{2\pi r_w \mu_L}$$

onde o sub-índice L indica fase líquida e,

$$Re^* = \frac{\rho_L u^* r_w}{\mu_L} \quad (4.39)$$

Na bibliografia citada $Re^* = \rho_L u^* r_L / \mu_L$. Verificou-se en tretanto que o valor correto de Re^* é o da equação (4.39) com r_w no lugar de r_L . Então,

$$\left(W^+ \right)_{W_1^+}^{W_2^+} = \int_{y_1^+}^{y_2^+} \left(1 - \frac{1}{Re^*} y^+ \right) u^+ dy^+ \quad (4.40)$$

Substituindo o perfil de velocidade de Nikuradze-von-Karman na equação (4.40), tem-se:

- para a camada laminar

$$W_{\ell}^+ = \frac{25}{2} - \frac{125}{3Re^*} \quad (4.41)$$

- para a camada de transição

$$W_b^+ = 5 \left[30 \ln 6 - \frac{1}{Re^*} \left(450 \ln 6 + \frac{875}{4} \right) \right] \quad (4.42)$$

Na bibliografia o termo $\frac{875}{4}$ aparece com sinal negativo. Verificou-se que o valor correto é positivo.

- para a camada turbulenta

$$W_t^+ = y_i^+ (2,5 \ln y_i^+ + 3,05) - y_i^{+2} \frac{1}{Re^*} (1,25 \ln y_i^+ + 2,13) + \frac{5730}{Re^*} - 345 \quad (4.43)$$

O termo 2,13 aparece na bibliografia com o sinal negativo. Verificou-se também que o sinal correto é positivo.

A vazão total \bar{w} , então, proporcional a

$$W^+ = W_\ell^+ + W_b^+ + W_t^+ \quad (4.44)$$

Considerando uma secção dZ do tubo no qual as condições de fluxo anular estejam completamente estabelecidas, Z sendo positivo na direção do fluxo, a queda de pressão total no comprimento dZ é $-dP_T$ e o gradiente de pressão dP_T/dZ . Como o gradiente de pressão perpendicular ao eixo do tubo é nulo, tanto o líquido como o gás sofrem a mesma queda de pressão. Assim, por um balanço de quantidade de movimento no comprimento dZ tem-se, para o vapor:

$$dF_V = -dP_T A_{XV} + dP_f A_{XV} - \rho_V g A_{XV} dZ + u_i dW_V$$

ou

$$\frac{dP_{aV}}{dZ} = \frac{dP_T}{dZ} - \frac{dP_f}{dZ} + \rho_V g - \frac{u_i}{A_{XV}} \frac{dW_V}{dZ} \quad (4.45)$$

onde dP_a/dZ = gradiente de pressão devido à aceleração

dP_f/dZ = gradiente de pressão resultante da tensão interfacial τ_i , isto é,

$$-dP_f A_{XV} = \tau_i A_{si} dZ$$

onde A_{si} = área de cisalhamento por unidade de comprimento do tubo, na interface.

No caso do líquido tem-se:

$$dF_L = -dP_T A_{XL} + \tau_i A_{si} dZ -$$

$$- \tau_w 2\pi r_w dZ - \rho_L g A_{XL} dZ + u_i dW_L$$

que pode ser escrita na forma

$$\tau_w \cdot \frac{2}{r_w} = - \frac{dP_T}{dZ} R_L - \frac{dP_f}{dZ} + \frac{dP_{aL}}{dZ} R_L - \rho_L g R_L + \frac{u_i}{A_{XT}} \cdot \frac{dW_L}{dZ} \quad (4.46)$$

Na ausência de transferência de massa na interface das duas fases o último termo das equações (4.45) e (4.46) desaparecem.

Anderson e Mantzouranis (op.cit.), calcularam a queda de pressão devida à aceleração pelas equações:

$$-\frac{dP_{aL}}{dZ} = \frac{m_L G_L^2}{\rho_L R_L} \cdot \frac{d}{dZ} \left(\ln \frac{G_L^2}{R_L \rho_L} \right)$$

e, semelhantemente, para o gás,

$$-\frac{dP_{aV}}{dZ} = \frac{m_V G_V^2}{\rho_V R_V} \cdot \frac{d}{dZ} \left(\ln \frac{G_V^2}{R_V \rho_V} \right)$$

onde m é uma constante que depende do perfil de velocidade. Se a velocidade for uniforme, $m = 1$. No intervalo $40 < y_i^+ < 1000$, m varia entre 1,1 e 1,01.

O valor teórico de R_L não pode ser determinado diretamente. O procedimento de cálculo deve ser iterativo, sendo que os autores aconselham o seguinte procedimento:

- R_L é escolhido e y_i/r_w calculado a partir dele

- conhecendo-se o valor do gradiente de pressão, τ_w é obtido a partir das equações de balanço de força e Re^* é calculado. Se o gradiente de pressão não for conhecido, deve-se calcular o fator de atrito $\tau_i/\rho_V u_V^2$; isto permite o cálculo de τ_i e calcula-se em

tão r_w como anteriormente.

- calcula-se W^+

- a partir de um gráfico $y_i^+ - W^+ - Re^*$, figura (4.5), tem-se o valor de y_i^+ que é comparado com o escolhido ($y_i Re^* / r_w$).

- se os dois valores não forem iguais, repete-se o procedimento com outro valor de R_L correspondente ao y_i / r_w obtido anteriormente. Geralmente com duas tentativas os dois valores de y_i^+ já diferem de menos de 5%.

Tem-se, então, o valor de y_i correto, ou seja, a espessura do filme, δ .

Os dados experimentais de Anderson e Mantzouranis foram obtidos com água fluindo em um tubo de vidro de 1,08cm (0,427") de diâmetro interno e com ar movendo-se no centro. Seus resultados apresentaram algum desvio. Tentaram explicar este desvio pelo arraste (86) e pela formação de um perfil duplo, isto é, fluxo laminar na interface como também na parede do tubo, com os dois perfis de velocidade encontrando-se no meio do filme. Não verificaram qualquer influência de ondulações na espessura do filme e encontraram que a tensão superficial afeta o regime de ondulações, mas não a espessura do filme.

CHIEN e IBELE⁸⁷, em 1964, realizaram medidas de queda de pressão e estrutura do filme e encontraram algumas correlações entre as variáveis estudadas. A secção de teste consistia de um tubo de plástico acrílico de 5,1 cm de diâmetro interno e 3,2m de comprimento. Como fase gasosa, usaram o ar e, como fase líquida, a

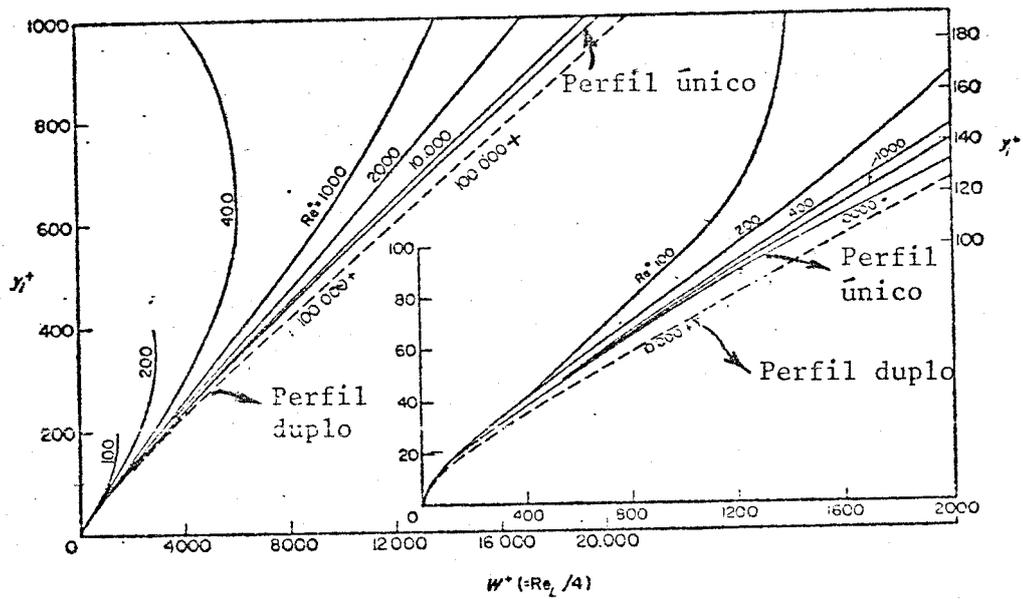


Figura (4.5) - Gráfico $y_i^+ - W^+ - Re^*$ (85).

água. Eles observaram que o gradiente de pressão, devido ao atrito, aumentava tanto com a vazão de líquido quanto com a de gás. O fator de atrito aumentava com o número de Reynolds para o gás. Em relação à estrutura do filme, observaram que este era sempre perturbado pela presença de ondas de várias formas e que a espessura média diminuía com a vazão de gás e aumentava com a vazão de líquido. Seus resultados experimentais para a espessura do filme, foram geralmente menores que os de Dukler sendo a maior discrepância da ordem de 48%.

PORTALSKI e CLEGG⁸⁸ investigaram experimentalmente, em 1972, o início do aparecimento de ondas em filmes líquidos descendentes. Concluíram que a espessura média do filme aumentava ligeiramente após o aparecimento do movimento ondulatório. Concluíram, ainda, que o movimento ondulatório era um processo gradual, crescendo à medida que o filme descia no tubo, e que não existia um ponto crítico de início de ondulações. A taxa de amplificação das ondas diminuía à medida que a vazão aumentava mas tendia para um valor constante para números de Reynolds muito altos ou muito baixos.

SRIVASTAVA⁸⁹ em 1973, apresentou um modelo matemático para fluxo bifásico anular horizontal com fluidos não newtonianos. Utilizou o perfil de velocidade de Nikuradze-von-Karman e deduziu uma relação entre as vazões de gás, de líquido e a espessura do filme. Os valores experimentais foram maiores que os obtidos teoricamente.

Um estudo bastante completo sobre arraste e aparecimento de ondas foi realizado, em 1970, por HEWITT e TAYLOR⁸¹.

4.3.3 - Transferência de calor sem ebulição

A equação(90):

$$Nu = CRe^n Pr^m \quad (4.47)$$

onde $Nu = \frac{hD}{k}$ - número de Nusselt

sendo h = coeficiente de transferência de calor

k = condutividade térmica

D = diâmetro

$Pr = \frac{C_p \mu}{k}$ - número de Prandtl

C_p = calor específico à pressão constante

C, n, m = constantes

por ser considerada válida para um tubo vertical através do qual flua um líquido enchendo-o completamente como, também, para o mesmo tubo com o líquido fluindo na forma de um filme. No segundo caso o diâmetro equivalente da secção transversal de área A_{XT} , igual a quatro vezes o raio hidráulico, é usado como o comprimento característico. Como o número de Reynolds para fluxo em filme é igual ao Reynolds para fluxo em tubo cheio, tem-se, pelas equações (4.9) e (4.47), que h varia inversamente com o diâmetro equivalente D_e . Para o fluxo de uma camada de espessura δ , dentro de um tubo de diâmetro D e de acordo com a equação (4.8) tem-se que:

$$D_e = \frac{4\delta(D - \delta)}{D}$$

Para tubo cheio $D_e = D$. Então:

$$\frac{h}{h_D} = \frac{D^2}{4\delta(D - \delta)} \quad (4.48)$$

onde o sub-índice D se refere ao diâmetro interno do tubo cheio. Para δ igual a $D/2$, h será igual a h_D . Mas, considerando um fluxo tipo filme, δ será muito menor que $D/2$ e, então, de acordo com a equação (4.48):

$$h > h_D$$

Para filmes muito finos tem-se da equação (4.48)

$$\frac{h}{h_D} = \frac{D}{4\delta}$$

de modo que em casos extremos,

$$h \gg h_D$$

Um exemplo muito comum, de fluxo em filme, é a condensação de vapor na superfície de uma placa ou

um tubo. As equações básicas para a taxa de transferência de calor em condensação tipo filme foram derivadas, pela primeira vez, por Nusselt. As equações de Nusselt (apud McADAMS⁹¹ e McCABE⁷²) são baseadas na suposição de que o vapor e o líquido na interface estejam em equilíbrio termodinâmico, de modo que a única resistência ao fluxo de calor será devida à camada de condensado fluindo para baixo, em fluxo laminar, sob a ação da gravidade. Supõe-se, também, que a velocidade do líquido na parede seja nula, que a velocidade do líquido na interface não seja influenciada pela velocidade do vapor e as temperaturas da parede e do vapor são constantes. O superaquecimento do vapor é desprezado, supõe-se que o condensado deixe o tubo na temperatura de condensação e as propriedades do líquido são consideradas na temperatura média do filme.

A teoria de Nusselt mostra que o filme condensado começa a se formar na parte superior do tubo e que a espessura aumenta rapidamente nos primeiros centímetros e cada vez mais lentamente no resto do tubo. Supõe-se, ainda, que o calor flua através do filme condensado apenas por condução. O coeficiente local em um ponto Z do tubo é dado por:

$$h_z = \frac{k}{\delta}$$

ou seja, o coeficiente local varia inversamente com a espessura do filme. Substituindo δ da equação (4.13), com $\sin \theta = 1$ para superfícies verticais, tem-se

$$h_Z = k \left(\frac{\rho^2 g}{3\Gamma\mu} \right)^{1/3} \quad (4.49)$$

Para condensação na parte externa de um tubo vertical, o coeficiente local é dado pelas relações:

$$h_Z = \frac{dQ}{\Delta t_o dA_o} = \frac{\lambda dW_c}{\Delta t_o \pi D_o dZ} = \frac{\lambda d\Gamma}{\Delta t_o dZ} \quad (4.50)$$

onde λ = calor latente de vaporização

Δt_o = variação de temperatura

dQ = fluxo de calor através de dA_o

e o índice o, indica superfície externa do tubo.

O coeficiente médio para o tubo é definido por:

$$h_m = \frac{Q_T}{A_o \Delta t_o} = \frac{W_c \lambda}{\pi D_o Z_T \Delta t_o} = \frac{\Gamma \lambda}{Z_T \Delta t_o} \quad (4.51)$$

onde Q_T = fluxo total de calor

W_T = vazão total de condensado

Z_T = comprimento total do tubo

Eliminando h_Z das equações (4.49) e (4.50) e resolvendo para Δt_o tem-se:

$$\Delta t_o = \left(\frac{3\Gamma\mu}{\rho^2 g} \right)^{1/3} \frac{\lambda d\Gamma}{kdZ}$$

(4.51) Substituindo o valor de Δt_o na equação

$$h_m = \frac{\Gamma k}{Z_T} \left(\frac{\rho^2 g}{3\mu} \right)^{1/3} \frac{dZ}{\Gamma^{1/3} d\Gamma}$$

$$h_m \int_0^\Gamma \Gamma^{1/3} d\Gamma = \frac{\Gamma k}{Z_T} \left(\frac{\rho^2 g}{3\mu} \right)^{1/3} \int_0^{Z_T} dZ$$

$$h_m = \frac{4k}{3} \cdot \left(\frac{\rho^2 g}{3\Gamma\mu} \right)^{1/3}$$

ou, então,

$$h_m \left(\frac{\mu^2}{k^3 \rho^2 g} \right)^{1/3} = 1,47 \left(\frac{4\Gamma}{\mu} \right)^{-1/3} \quad (4.52)$$

ou, ainda,

$$h_m = \left(\frac{k^3 \rho^2 g}{\mu^2} \right)^{1/3} \cdot \left(\frac{3}{4} Re \right)^{-1/3}$$

Fazendo agora

$$\psi = \left(\frac{k^3 \rho^2 g}{\mu^2} \right)^{1/3}$$

$$\frac{h}{\psi} = \left(\frac{3}{4} \text{Re} \right)^{-1/3}$$

ou seja, o coeficiente de transferência de calor decresce com a potência 1/3 da vazão.

A temperatura de referência para se calcular μ , k e ρ supondo-se um gradiente de temperatura linear através do filme e $1/\mu$ linear com t , é definida pela relação(91):

$$t_r = t_v - \frac{3(t_v - t_{wo})}{4} = t_v - \frac{3\Delta t_o}{4}$$

onde t_r = temperatura de referência

t_v = temperatura do vapor

t_{wo} = temperatura da parede externa do tubo

Pode-se ver, então, pela análise de Nusselt, que, para uma diferença de temperatura constante entre o vapor e o tubo, Δt_o , o coeficiente médio, é dado por:

$$h_m = \frac{4}{3} h_z$$

e, como $Nu = h\delta/k$,

$$Nu_z = 1 \text{ (condução pura)}$$

e

$$\text{Nu}_m = \frac{h_m \delta_z}{k} = 4/3$$

A maioria dos filmes condensados industriais tornam-se tão espessos, à medida que fluem pela superfície de condensação, que se tornam turbulentos. Os valores do coeficiente médio de transferência de calor tornam-se então mais altos do que os calculados pela correlação de Nusselt. Neste caso Kirkbridge e Badger (apud McADAMS⁹¹) recomendam para $\text{Re}_L > 1800$ a relação

$$h_m = 0,0077 \cdot \left(\frac{k^3 \rho^2 g}{\mu^2} \right)^{-1/3} \cdot \left(\frac{4\Gamma}{\mu} \right)^{0,4} \quad (4.53)$$

Colburn (apud McADAMS⁹¹) recomenda para o caso de $\text{Re}_L > 2100$, antes de alcançar a parte inferior do tubo, uma relação semiempírica. Na parte superior do tubo, o coeficiente local para a região laminar é dado pela equação (4.49) e, na região turbulenta, é dado por:

$$\frac{h\delta}{C_p \Gamma} \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{2/3} = 0,027 \cdot \left(\frac{4\Gamma}{\mu} \right)^{-0,2} \quad (4.54)$$

Grigull (apud CHUN⁹²) recomenda, para $\text{Re} > 1600$, a seguinte relação:

$$h_m = 0,0131 \cdot \left(\frac{k^3 \rho^2 g}{\mu^2} \right)^{1/3} \left(\frac{4\Gamma}{\mu} \right)^{1/3}$$

Essa revisão bibliográfica sobre transferência de calor em condensação, não foi completa, mas serviu para ilustrar a tendência geral em relação à teoria de condensação. A maioria das correlações dependem de um número de Reynolds crítico, que varia de autor para autor. Acima deste Reynolds crítico, os autores postulam leis de quantidade de movimento e transferência de calor que não se aplicam necessariamente a fluxo em filme. São ignorados os desvios em relação à correlação de Nusselt no intervalo subcrítico, mesmo para velocidade do vapor nula e no caso de não haver condensação em gotas. Os coeficientes são geralmente 12 a 35% mais altos que os calculados pelas equações de Nusselt. McADAMS⁹¹ recomenda, para a região subcrítica, um valor 28% maior que o de Nusselt e para fluxo turbulento a relação de Kirkbridge-Badger ou a de Colburn (op.cit.).

McAdams, Drew e Bays (apud McADAMS⁹¹), investigaram o aquecimento de água fluindo na forma de um filme, nas paredes internas de tubos verticais, possuindo diâmetros internos de 3,8 a 6,4cm e comprimentos variando de 12,4 a 185cm. Para uma temperatura média da água de 88°C eles correlacionaram seus dados através da equação:

$$h_m = 120 \Gamma^{1/3} \quad (4.55)$$

onde todas as grandezas são em unidades inglesas. O número de Reynolds variou de 2.100 a 51.000.

Apesar de não existirem dados para outros líquidos, a seguinte equação adimensional (91), é reco-

mendada no caso da água, para o projeto de aquecedores em filme descendente, para $Re > 1800$,

$$\frac{h_m}{\psi} = 0,01(Re)^{1/3}(Pr)^{1/3}$$

que para a água a cerca de $88^\circ C$, se reduz à equação (4.55).

DUKLER⁸⁴, em 1960, estendeu seu estudo de fluxo em filme ao problema de transferência de calor. Como no caso de mecânica dos fluidos, ele considerou a transferência de vórtices em superposição à transferência molecular, em todos os pontos do filme. A equação básica de transferência de calor é então:

$$q = - (k + \rho C_p E_H) \frac{dt}{dy} \quad (4.56)$$

onde E_H = difusividade de transferência de calor.

Supondo as propriedades físicas e o fluxo de calor radialmente constantes e definindo uma temperatura adimensional, como

$$t^+ = \left(\frac{\rho C_p}{q} \right)_w u^* (t_w - t) \quad (4.57)$$

onde o sub-índice w significa valor na parede, a equação básica de transferência de calor na forma adimensional será:

$$1 = \left(\frac{1}{Pr} + \frac{E_H}{\nu} \right) \frac{dt^+}{dy^+}$$

Da definição de t^+ , equação (4.57), da definição de δ^+ , equação (4.36) e da definição de β , equação (4.37), segue-se que:

$$\frac{h}{\psi} = \frac{Pr(\delta^+)^{1/3}}{St^+} \quad (4.58)$$

Como no estudo de fluxo de fluidos, Dukler integrou a equação da vazão para $0 < y^+ < 20$ usando a correlação de Deissler, e para $y^+ \geq 20$ usando a correlação de von-Karman, supondo que $E_M = E_H$:

$$1 = \left[\frac{1}{Pr} + \eta^2 u^+ y^+ (1 - e^{-\eta^2 u^+ y^+}) \right] \frac{dt^+}{dy^+}$$

para $0 < y^+ < 20$

$$\frac{1}{1 - \frac{S^3}{\delta^+} y^+} = \frac{dt^+}{du^+}$$

para $y^+ \geq 20$

A integração foi realizada em um computador digital, usando o perfil de velocidade obtido no estudo de fluxo de fluidos. Para cada valor de t^+ assim obtido, calculou-se

o valor de h/ψ pela equação (4.58). Os resultados foram locados em gráfico h/ψ .vs.Re, com β e Pr como dois parâmetros independentes.

No caso de condensadores, foram obtidas curvas semelhantes para h_m/ψ .vs.Re, com β e Pr como parâmetros. Estas curvas foram conseguidas integrando-se os coeficientes locais de transferência de calor ao longo do todo o tubo:

$$\frac{h_m}{\psi} = \frac{Re}{\int_0^{Re} \frac{d(Re)}{h/\psi}}$$

Dukler testou seu desenvolvimento teórico contra resultados experimentais. Para cisalhamento interfacial nulo, os coeficientes de transferência de calor concordaram com os de Nusselt até $Re = 50$.

Outra teoria, relativa a fluxo em filme ascendente, foi desenvolvida em 1961 por ANDERSON⁹³ e colaboradores. Os autores usaram a analogia entre quantidade de movimento e transferência de calor para calcular os coeficientes de transferência de calor no caso de fluxo anular, sem nucleação na parede, supondo a alimentação no ponto de ebulição e usando, essencialmente, a analogia de Karman-Boelter-Martinelli (apud KAYS⁸³). As equações diferenciais que descrevem a quantidade de movimento e a transferência de calor em uma direção y em qualquer ponto dentro de um fluido são, respectivamente, as equações (4.28) e (4.56). A equação (4.56) pode também ser escrita da seguinte forma:

$$q = \left(\frac{\nu}{Pr} + E_H \right) \rho C_p \frac{dt}{dy} \quad (4.59)$$

Os termos ν e ν/Pr descrevem a difusão molecular que predomina na camada laminar, enquanto E_M e E_H descrevem a difusão de vórtices, importante na camada turbulenta; E_M é calculado a partir da distribuição de velocidade e E_H suposto numericamente igual a ele. Acredita-se que a razão E_M/E_H varie ligeiramente com y^+ , mas essa variação não é suficiente para causar erros sérios.

A fim de integrar as equações (4.28) e (4.59), as propriedades físicas do fluido são supostas constantes dentro de cada camada e, que a tensão de cisalhamento varie linearmente com y , de τ_w a τ_i , de modo que:

$$\tau = \tau_w \left(1 + \frac{(\tau_i/\tau_w) - 1}{y_i} y \right) \quad (4.60)$$

A densidade de fluxo de calor q é dada por

$$q = q_w \frac{r_w}{r_w - y} = q_w \frac{1}{1 - (y/r_w)} \quad (4.61)$$

onde q_w = densidade de fluxo de calor na parede.

Das equações (4.59) e (4.61) tem-se:

$$\int \dot{dt} = \int \frac{q}{\rho C_p} \frac{dy}{(v/Pr) + E_H} =$$

$$= \int \frac{q_w}{\rho C_p v [1 - (y/r_w)]} \cdot \frac{dy}{[(1/Pr) + (E_H/v)]}$$

com

$$y = \frac{\mu y^+}{\rho u^*} \text{ e } dy = \frac{\mu}{\rho u^*} dy^+$$

$$\Delta t = \int \frac{q_w \mu}{\rho C_p v [1 - (\mu y^+ / \rho u^* r_w) \rho u^*]} \cdot \frac{dy^+}{[(1/Pr) + (E_H/v)]}$$

$$\text{Escrevendo } \frac{\rho u^* r_w}{\mu} = Re^* \text{ e } \frac{\Delta t}{q_w} \rho C_p u^* = \Delta t^*$$

$$\Delta t^* = \int \frac{dy^+}{[1 - (y^+/Re^*)] [(1/Pr) + (E_H/v)]} \quad (4.62)$$

A equação (4.62) pode ser integrada se a variação de E_H/v com y^+ for conhecida. Da equação (4.59), substituindo as formas adimensionais de y e u tem-se:

$$\frac{E_M}{v} = \frac{\tau}{\rho u^{*2}} \frac{dy^+}{du^+} - 1 = \frac{\tau}{\tau_w} \frac{dy^+}{du^+} - 1$$

e então, da equação (4.60):

$$\frac{E_M}{v} \text{ ou } \frac{E_H}{v} = \left(1 + \frac{(\tau_i/\tau_w - 1)}{y_i^+} y^+ \right) \frac{dy^+}{du^+} - 1 \quad (4.63)$$

No termo $\frac{(\tau_i/\tau_w - 1)}{y_i^+} y^+$ na bibliografia citada vê-se τ no lugar de τ_i .

Combinando as equações (4.62) e (4.63) e, substituindo dy^+/du^+ do perfil de velocidade universal de Nikuradze, equações (4.18), (4.19) e (4.20), as diferenças de temperatura Δt_ℓ , Δt_b e Δt_t através das três camadas podem ser calculadas.

Na camada laminar, E_H é desprezível em relação a v/Pr e a equação (4.62) torna-se

$$\Delta t_\ell^* = Pr \int_0^5 \frac{dy^+}{1 - (y^+/Re^*)} = -Pr Re^* \ln \left(1 - \frac{5}{Re^*} \right)$$

ou se Re^* for grande, como normalmente acontece em fluxo anular

$$\Delta t_\ell^* = 5Pr$$

Diferenciando a equação que define o fluxo na camada de transição,

$$\frac{du^+}{dy^+} = \frac{5}{y^+}$$

a equação (4.63) torna-se:

$$\frac{E_M}{v} = \left(1 + \frac{(\tau_i/\tau_w) - 1}{y_i^+} y^+ \right) \frac{y^+}{5} - 1$$

Assim, da equação (4.62)

$$\Delta t_b^* = \int_5^{30} \frac{dy^+}{\left(1 - \frac{y^+}{Re^*} \right) \left\{ \frac{1}{Pr} - 1 + \left(1 + \frac{(\tau_i/\tau_w) - 1}{y_i^+} y^+ \right) \frac{y^+}{5} \right\}}$$

Como Re^* é normalmente muito maior que y^+ o termo $\left[1 - (y^+/Re^*) \right]$ pode ser igualado à unidade. Assim:

$$\Delta t_b^* = \int_5^{30} \frac{dy^+}{\left(\frac{1}{Pr} - 1 \right) + \frac{y^+}{5} + \frac{(\tau_i/\tau_w) - 1}{5y_i^+} y^{+2}} \quad (4.64)$$

Fazendo

$$\left(1 - \frac{1}{Pr} \right) = -\frac{B}{4}$$

$$\frac{(\tau_i/\tau_w) - 1}{5y_i^+} = E$$

e integrando a equação (4.64)

$$\Delta t_b^* = \left[\frac{1}{(0,04+BE)^{1/2}} \cdot \ln \frac{2Ey^+ + 0,2 - (0,04+BE)^{1/2}}{2Ey^+ + 0,2 + (0,04+BE)^{1/2}} \right]_{y^+=5}^{y^+=30} \quad (4.65)$$

Para a camada turbulenta $du^+/dy^+ = 2,5/y^+$ e

$$\Delta t_t^* = \int_{30}^{y_i^+} \frac{dy^+}{\left(1 - \frac{y^+}{Re^*}\right) \left\{ \left[1 + \frac{(\tau_i/\tau_w) - 1}{y_i^+} y^+ \right] \frac{y^+}{2,5} \right\}}$$

Integrando,

$$\Delta t_t^* = 2,5 \left\{ \ln \frac{y_i^+}{30} - \ln \frac{5Re^*}{5Re^* - 1} \ln \frac{1+5Ey_i^+}{1+150E} + \frac{1}{5Re^* - 1} \ln \frac{1 - (30/Re^*)}{1 - (y_i^+/Re^*)} \right\}$$

Esta equação pode ser simplificada igualando-se $\left[1 - (y^+/Re^*)\right]$ à unidade. Assim:

$$\Delta t_t^* = 2,5 \ln \frac{y_i^+ + 30 \left[(\tau_i/\tau_w) - 1 \right]}{30\tau_i/\tau_w} \quad (4.66)$$

As diferenças de temperatura através das três camadas são aditivas, isto é:

$$\Delta t_T = \Delta t_\ell + \Delta t_b + \Delta t_t \quad (4.67)$$

ou

$$\Delta t_T^* = \Delta t_\ell^* + \Delta t_b^* + \Delta t_t^*$$

O coeficiente de transferência de calor através do filme líquido é então:

$$h_f = \frac{q_w}{\Delta t_T} = \frac{\rho C_p u^*}{\Delta t_T^*} \quad (4.68)$$

A teoria de Anderson e seus colaboradores, não se aplica quando u^* for igual ou menor que zero e não considera a nucleação na parede do tubo; u^* sendo positivo, a teoria pode ser aplicada ao regime de fluxo bolsão, posto que a espessura da camada turbulenta tem apenas um efeito pequeno em Δt , isto é, um valor de y_i^+ , correspondente a um valor muito maior de Re^* do que o calculado, pode ser usado em tais casos sem introduzir erros muito grandes. Os autores testaram sua teoria com os dados experimentais de Dengler e Lee (apud ANDERSON⁹³ et alii). A correspondência entre os dois está dentro da faixa de erro experimental, considerada como 50%.

CHUN⁹² em 1969, realizou experiências sobre evaporação em filme, evaporando água em temperaturas de saturação de 28 a 100°C. Ele encontrou que na região laminar os coeficientes determinados concordavam com os obtidos para a região laminar "ondulada" em experiên

cias de condensação. Tal concordância terminava em uma região onde o número de Weber do filme ($D\rho u^2/\sigma$) era da ordem da unidade e, para números de Prandtl altos, a transição ocorria em números de Reynolds bem menores que o valor usual, sendo o número de Reynolds local para suas experiências,

$$\left(\frac{4\Gamma}{\mu}\right)_{\text{transição}} = 5800 \text{ Pr}^{-1,06}$$

Para números de Reynolds altos, Chun encontrou para o coeficiente de transferência de calor, a seguinte relação:

$$h = 3,8 \cdot 10^{-3} \left(\frac{k^3 g}{v^2}\right)^{1/3} (\text{Pr})^{0,65} \left(\frac{4\Gamma}{\mu}\right)^{0,4}$$

A potência 0,4 do número de Reynolds indica uma discordância com as predições baseadas em fluxo com tubo cheio, mas tal expoente concorda com as observações existentes sobre condensação em fluxo turbulento. Em 1972, CHUN e SEBAN⁹⁴ publicaram um artigo semelhante.

Em 1973, MILLS e CHUNG⁹⁵ estudaram a transferência de calor através de filmes descendentes turbulentos. Obtiveram uma correlação matemática para o coeficiente de transferência de calor que concordava com os dados de CHUN e SEBAN⁹⁶. Estes, apresentaram resultados para o coeficiente de transferência de calor, para evaporação ocorrendo na superfície de filmes de água fluindo ao longo da superfície externa de um tubo vertical, em fluxo laminar e turbulento.

4.4 - Fluxo bifásico em ebulição

4.4.1 - Regimes de transferência de calor

Com o objetivo de ajudar a visualizar os vários regimes de transferência de calor, considere-se o fluxo ascendente de um líquido em um canal vertical com paredes aquecidas(79). Quando o fluxo de calor das superfícies aquecidas aumenta além de um certo valor, a transferência de calor convectiva não é suficientemente forte para impedir que a temperatura da parede atinja um valor maior que a temperatura de saturação do líquido. A parede em temperatura elevada superaquece o líquido em contato com ela e ativa sítios de nucleação, gerando bolhas que dão início à ebulição. Inicialmente a nucleação ocorre somente em partes das superfícies aquecidas enquanto a convecção forçada persiste entre elas. Este regime é chamado ebulição nucleada parcial. À medida que se aumenta o fluxo de calor, são ativados mais sítios

de nucleação e o número de superfícies em ebulição aumenta até que, na ebulição nucleada completamente desenvolvida toda a superfície está em ebulição nucleada. Qualquer outro aumento no fluxo de calor ativa mais sítios de nucleação até que se atinja o fluxo crítico. Além do fluxo crítico ocorre uma região instável de transferência de calor chamada ebulição parcial em filme ou ebulição em transição. Esta é então gradualmente convertida a ebulição em filme.

Apesar da transferência de calor em ebulição e fluxo bifásico serem tratados separadamente, os regimes de transferência de calor e os padrões de fluxo estão intimamente relacionados de tal modo que, uma variação em um leva a uma variação correspondente no outro.

4.4.2 - Evoluções de temperatura e dos coeficientes de transferência de calor.

A análise das variações de temperatura da parede do tubo e dos coeficientes de transferência de calor permite propor um modelo de escoamento levando em conta o mecanismo possível de transferência de calor ao longo de um tubo. Considere-se um tubo vertical de comprimento suficientemente grande em relação a seu diâmetro, para que todos os estados do fenômeno possam se desenvolver(97). Este tubo é aquecido uniformemente e alimentado em uma extremidade com água sob pressão a uma temperatura t_f menor que a temperatura de saturação t_{sat} , ver figura (4.6). Tem-se, então, o caso em que a velocidade da água ou da mistura água-vapor é tal que as forças de peso (gravidade) são desprezíveis em relação às forças de pressão. A configuração de escoamento

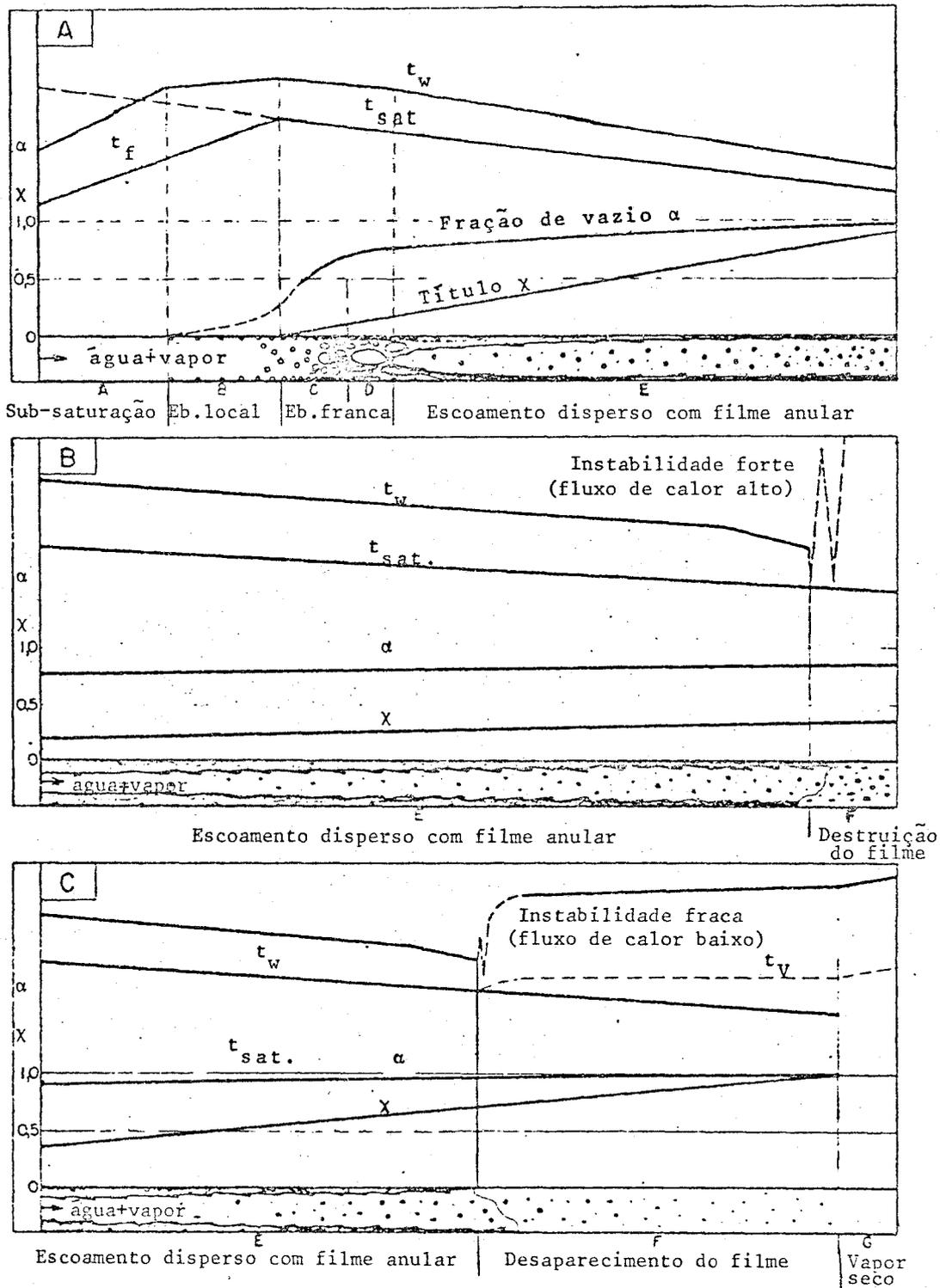


Figura (4.6) - Evoluções de temperatura e modelo proposto para o regime hidrodinâmico em um tubo vertical com fluxo de calor constante (97).

é, então, independente da inclinação do tubo e do sentido de escoamento.

No início do tubo, a transferência de calor se faz por convecção pura; a temperatura da água e a da parede se elevam regularmente, e a diferença $\Delta t = t_w - t_f$ (temperatura da parede menos a do líquido) é constante (região A). As trocas térmicas obedecem às leis de troca por convecção forçada; o coeficiente de transferência de calor, h , depende, em particular, da velocidade do líquido.

Quando a temperatura da parede se torna superior à temperatura de saturação do líquido ($t_w > t_{sat}$), as bolhas de vapor aparecem sobre a parede no filme superaquecido, soltando-se e depois desaparecem no seio do fluido onde $t_f < t_{sat}$. Esta é a região de ebulição local ou nucleação parcial ou ainda de subsaturação (região B). Os coeficientes de transferência de calor melhoram, Δt diminui e t_f continua a crescer uniformemente.

Quando $t_f = t_{sat}$, a ebulição local se generaliza em toda a massa de líquido; é a ebulição franca, total ou nucleada (região C). As bolhas de vapor que nascem na parede se ajuntam no centro do tubo, onde acabam formando os bolsões (região D). O título cresce linearmente, a fração de vazio aumenta rapidamente e o fluido sofre uma grande aceleração. A queda de pressão que resulta do aumento de velocidade e das perdas de carga por atrito se traduzem por uma diminuição da temperatura de saturação. A transferência de calor é governada pelas leis de ebulição nucleada; h agora é independente da velocidade do fluido; Δt é mínimo; t_w e t_f diminuem ligeiramente e do mesmo modo ao longo do tubo.

Quando a ebulição nucleada é transformada em ebulição em filme, há uma elevação súbita e instável da temperatura da parede que pode causar a destruição do filme. Este é o fenômeno que corresponde ao fluxo de calor crítico. Por outro lado, se o aumento do título e, conseqüentemente, da fração de vazio for considerável, a aceleração imposta ao vapor será tal que provocará uma separação de fases: o vapor se escoará no centro a grande velocidade, enquanto na parede se formará um filme líquido anular fino. A velocidade média de escoamento no filme já é tal que uma grande parte do fluxo de calor pode atravessá-lo por convecção simples e provocar uma vaporização intensa sobre a superfície interna. O vapor do núcleo está necessariamente na temperatura de saturação. É então evidente que o filme se encontra em estado de superaquecimento e conseqüentemente é possível que exista na parede uma certa formação de bolhas. Estas bolhas de pequeno tamanho atravessam o filme líquido para se juntarem ao núcleo de vapor, mas o valor dos coeficientes de transferência de calor e as velocidades prováveis no filme líquido, permitem supor que o regime de convecção seja preponderante. Por analogia com experiências realizadas anteriormente, sabe-se que a interface líquido-vapor se torna ondulada e rugosa; as gotas de líquido são arrancadas do filme e circulam no centro arrastadas pelo vapor. Este é o tipo de escoamento chamado anular disperso (região E). Este regime pode-se formar a partir de um título $\chi = 0,15$. Observou-se que há uma diminuição de Δt ; isto provém do fato de que o título aumenta e a velocidade do vapor e conseqüentemente a velocidade média do filme aumentarão; sendo preponderante o regime de convecção, h aumenta causando assim uma diminuição em Δt .

Um regime idêntico ao da região E pode ser obtido quando se introduz no tubo uma mistura líquido-vapor nas mesmas condições, figuras (4.6b e c).

O filme líquido muito fino acabará rompendo-se apesar de ser ainda alimentado pela troca transversal de gotas. Neste momento a camada limite de vapor, pior condutora de calor que o líquido, provoca um decréscimo súbito do coeficiente e a temperatura da parede aumenta bruscamente. Atinge-se então o regime deficitante em líquido (região F). O tubo sendo suficientemente longo, atinge-se a região G onde se tem vapor seco superaquecido.

4.4.3 - Ebulição nucleada

4.4.3.1 - Introdução

Na ebulição nucleada, o calor é transferido da superfície aquecida para o líquido através de vários mecanismos(79):

- calor latente das bolhas (q_{b1}),
- evaporação contínua na raiz da bolha e condensação no topo, enquanto a bolha ainda está agarrada à parede (q_{b2}),
- transferência de calor através da troca líquido-vapor causada pela agitação das bolhas da camada limite (q_p) (microconvecção) e
- transferência de calor por convecção unifásica entre locais de bolhas ($q_{conv.}$).

No estudo e análise do processo de ebulição, o problema é identificar a contribuição de cada mecanismo nos vários regimes de ebulição nucleada.

4.4.3.2 - Ebulição nucleada parcial

A transição de convecção forçada para ebulição nucleada constituindo o regime de ebulição nucleada parcial é mostrada na figura (4.7). McADAMS⁹¹ define o início da ebulição nucleada completamente desenvolvida, q_{ECD} , como a interseção da curva de convecção forçada com a curva de ebulição completamente desenvolvida, q_0 . IBELE e ROHSENOW⁹⁸ desenvolveram um critério para identificar o início da ebulição parcial resolvendo graficamente a equação de crescimento da bolha chegando à equação:

$$q_{EL} = 15,60P^{1,156}(t_w - t_{sat})^a \quad (4.69)$$

sendo $a = 2,3P^{-0,0234}$, q_{EL} = fluxo de calor de ebulição local em Btu/(h.ft²), P em psi e T em °F. A equação (4.69) foi calculada para a água no intervalo de pressões de 1 a 141 atm (15 a 2000 psia). O início da ebulição local pode também ser calculado do seguinte modo:

$$t_{EL} = t_{sat} + \Delta t_{JL} - \frac{q}{h}$$

onde t_{JL} é o superaquecimento da parede dado pela equação de Jens e Lottes (apud IBELE e ROHSENOW⁹⁸):

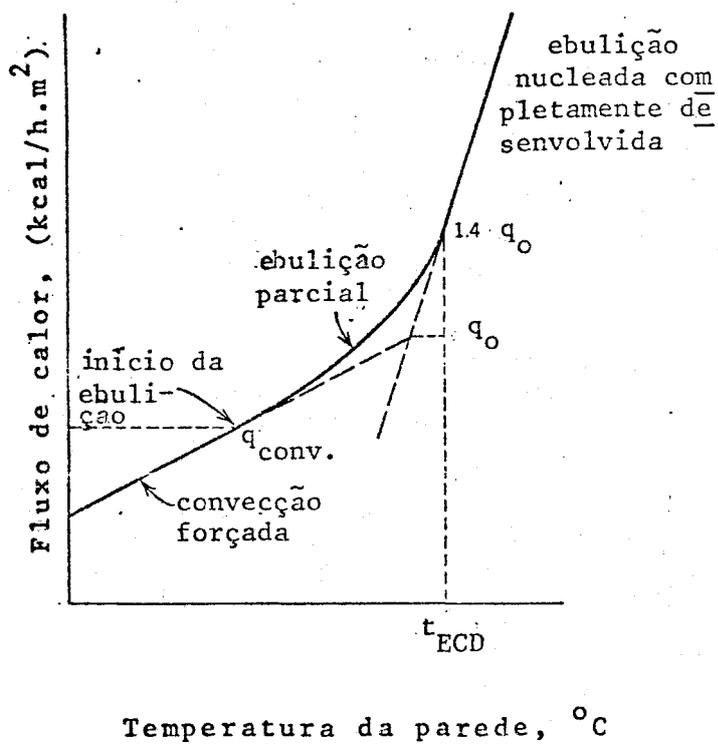


Figura (4.7) - Curva de ebulição para a ebulição parcial (79).

$$\Delta t_{JL} = t_w' - t_{sat} = 60e^{-P/900} \left(\frac{q}{10^6} \right)^{1/4} \quad (4.70)$$

onde as unidades são as mesmas da equação (4.69). A relação entre a temperatura da parede e a do fluido frio, nesta região, pode ser vista na figura (4.8).

WEATHERHEAD⁹⁹ modificou a equação (4.70) para a forma

$$t_w - t_{sat} = 0,15 \cdot 10^6 \sigma \left(\frac{q}{10^6} \right)^{1/4}$$

onde a tensão superficial σ é calculada em termos da temperatura de saturação como

$$\sigma = 12(500 - 0,707 t_{sat}) 10^{-6} \text{ lb/ft}$$

4.4.3.3 - Ebulição nucleada completamente desenvolvida

Na ebulição nucleada completamente desenvolvida, o fluxo de calor é influenciado pela pressão e pela temperatura da parede, mas não pela velocidade do fluxo (79). O fluxo de calor na ebulição nucleada completamente desenvolvida pode ser tão alto quanto $2,7 \cdot 10^6 \text{ kcal}/(\text{h} \cdot \text{m}^2)$ ($10^6 \text{ Btu}/(\text{h} \cdot \text{ft}^2)$).

Algumas correlações empíricas para se calcular os fluxos de calor em ebulição nucleada foram desenvolvidas. McDAMS⁹¹ chama a atenção para o fato de

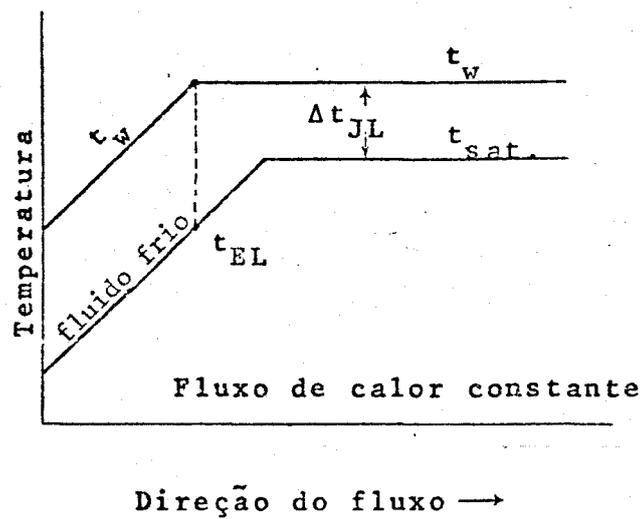


Figura (4.8) - Temperaturas da parede e do fluido frio na ebulição (79).

que, nos vários regimes de ebulição, a diferença de temperatura Δt entre o fluido e a parede é uma variável importante que controla a natureza e a taxa do processo de transferência de calor. Enquanto o efeito de Δt é significativo em todos os regimes de ebulição, ele é mais importante ainda no regime de ebulição nucleada completamente desenvolvido, para o qual os dados de muitos observadores podem ser representados por

$$q = a_1 \Delta t^n$$

onde n é uma constante que varia entre 3 e 4 e a_1 é uma constante particular para cada líquido, superfície e pressão. Para água desgaseificada sub-refrigerada à pressão de 2 a 6 atm (30 a 90 psia)

$$q = 0,074 \Delta t^{3,86}$$

sendo q em $\text{Btu}/(\text{h.ft}^2)$ e Δt em $^{\circ}\text{F}$.

Para altas pressões 34 a 141 atm (500 - 2000 psia), Jens e Lottes (apud TONG⁷⁹) correlacionaram a transferência de calor em ebulição sub-refrigerada como

$$\Delta t = \frac{60(q/10^6)^{1/4}}{e^{P/900}}$$

Esta correlação é válida para todas as geometrias e mesmo para ebulição total sendo as unidades as mesmas da equação (4.69).

LEVY¹⁰⁰ sugeriu uma fórmula geral que correlaciona todos os fluidos independentemente da pressão e da superfície de aquecimento:

$$q = \frac{k_L C_L \rho_L^2}{\sigma t_{sat} (\rho_L - \rho_V) B_L} \Delta t^3$$

onde C_L = calor específico do líquido (Btu/(lb.°F))

σ = tensão superficial (lb/ft)

t_{sat} = temperatura de saturação (°F)

Δt = $t_w - t_{sat}$

O coeficiente B_L , uma constante adimensional determinada empiricamente, é uma função do produto $\rho_V \lambda_V$ onde λ_V é o calor latente de vaporização.

Na região de ebulição completamente desenvolvida, praticamente nenhum calor é transferido por convecção forçada. Esta conclusão é baseada no fato de que o fluxo de calor para ebulição completamente desenvolvida quase não é influenciado pelo sub-resfriamento do líquido nem pela velocidade do fluxo como pode-se ver na figura (4.9). Usando a teoria de troca líquido-vapor de FOSTER e GRIEF¹⁰¹ pode-se obter uma razão (ϵ) da transferência de calor através da troca líquido - vapor pelo transporte de calor através do calor latente das bolhas. Assim, ϵ pode ser definido de acordo com seu

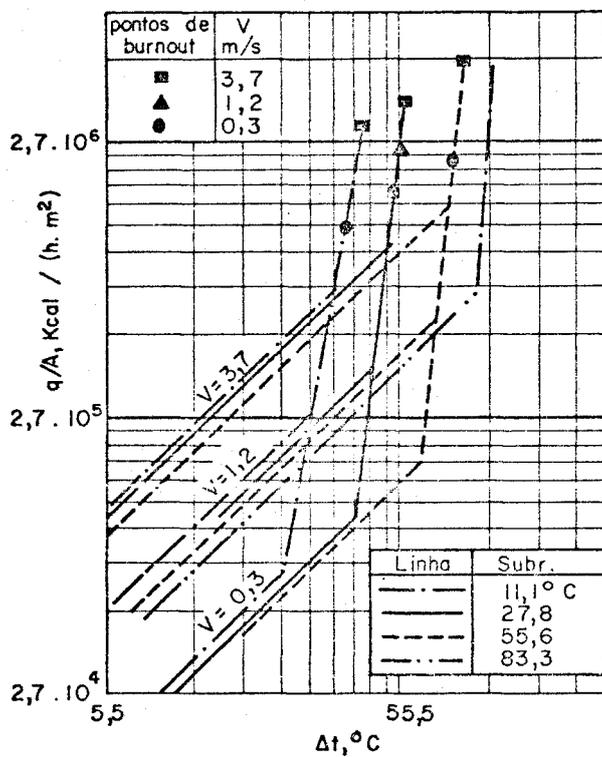


Figura (4.9) - Efeito da velocidade e do sub-resfriamento na ebulição da água (91).

significado físico como:

$$\epsilon = \frac{q_l}{q_{bl}} \quad (4.71)$$

ou definido em termos de propriedades como

$$\epsilon = \frac{\rho_L C_p \Delta t_m}{\lambda_V \rho_V}$$

onde Δt_m é a diferença de temperatura média entre a parede e o fluido frio. Este valor não é necessariamente o mesmo que Δt_{JL} porque o volume do líquido agitado pode ser maior que o da bolha. Alguns dos valores de ϵ foram calculados por BOWRING¹⁰² a partir da fração de vazio. É interessante notar que os valores de ϵ são praticamente constantes. Um estudo mais detalhado de ϵ pode ser útil para se entender melhor os mecanismos de ebulição.

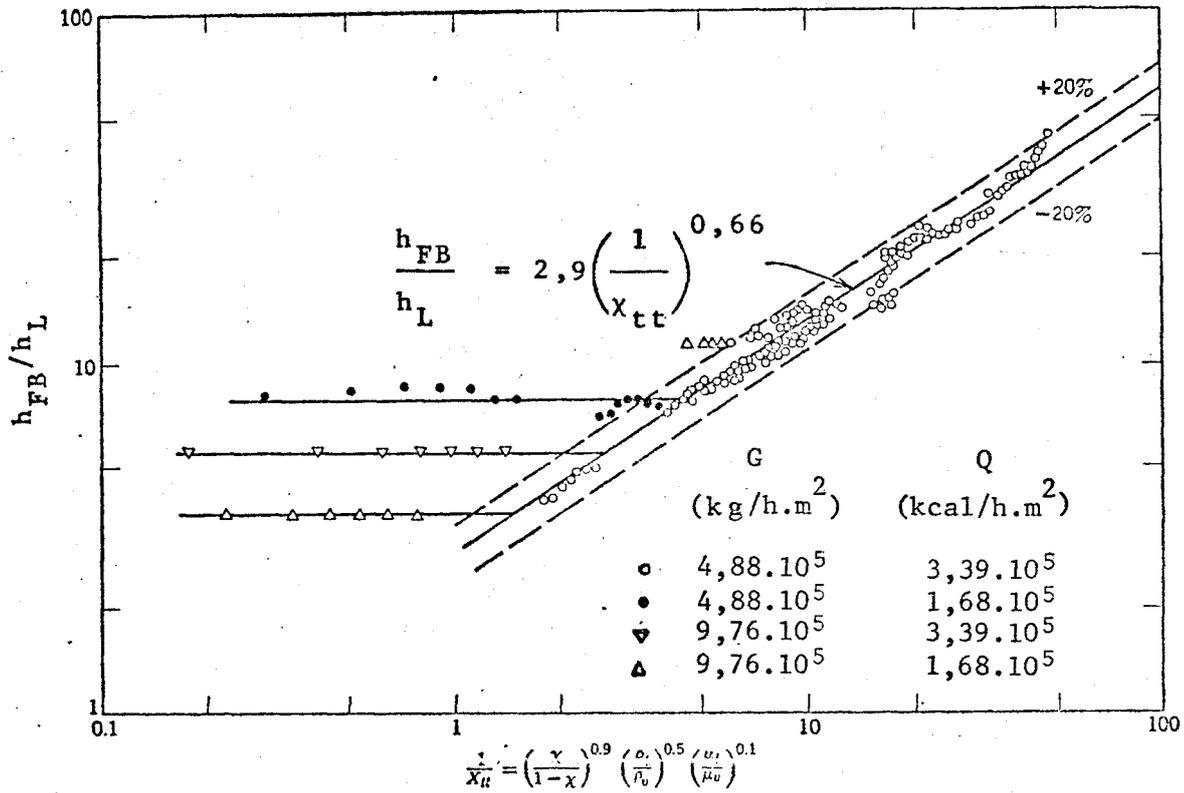
4.4.4 - Vaporização em convecção forçada(79,98)

Quando a ebulição nucleada ocorre em um fluxo anular de alta fração de vazio com um núcleo de vapor e um anel líquido, a velocidade do núcleo de vapor pode ser tão alta e a turbulência da interface vapor-líquido tão forte que o mecanismo de transferência de calor muda de caráter. O calor é conduzido através da fina camada líquida, e a evaporação tem lugar na interface da camada líquida e do núcleo de vapor. Isto foi verificado por estudos visuais e também evidenciado pelo fato de que os coeficientes de transferência de calor

medidos eram de natureza convectiva, como mostrado na figura (4.10). No lado direito do gráfico (isto é, para valores baixos de X_{tt} , que é o parâmetro de LOCKHART-MARTINELLI¹⁰³ para cálculo de queda de pressão) o coeficiente de transferência de calor depende fortemente do fluxo. Como esta é a característica da transferência de calor sem ebulição, pode-se supor que não exista ebulição nucleada nesta região. Este tipo de mecanismo de transferência de calor pode ser chamado vaporização em convecção forçada. Para valores altos de X_{tt} , a espessura da camada líquida aumenta e a ebulição nucleada não é mais eliminada pela convecção. O caráter do mecanismo de transferência de calor é o de ebulição nucleada completamente desenvolvida, onde o efeito da vazão no coeficiente de transferência de calor bifásico é desprezível.

É importante conhecer o ponto onde o mecanismo de transferência de calor transforma-se de ebulição nucleada para vaporização em convecção forçada. A figura (4.10) indica que a ebulição nucleada não pode ser eliminada para valores de $1/X_{tt}$ menores que 5 para $G = 4,9 \cdot 10^5 \text{ kg}/(\text{h} \cdot \text{m}^2)$ ($10^5 \text{ lb}/(\text{h} \cdot \text{ft}^2)$) e $q = 1,7 \cdot 10^5 \text{ kcal}/(\text{h} \cdot \text{m}^2)$ ($62.000 \text{ Btu}/(\text{h} \cdot \text{ft}^2)$). Isto significa que, em uma mistura vapor-água, a ebulição nucleada não pode ser eliminada para valores de $\chi < 0,7$ à pressão de 141 atm (2000 psia), e para $\chi < 0,1$ à pressão atmosférica. Isto indica que, em um sistema a baixa pressão, uma alta velocidade da mistura e um baixo fluxo de calor favorecem o mecanismo de convecção forçada.

Para tornar mais claro o mecanismo de transferência de calor na região de convecção forçada, estudos mais detalhados foram feitos sobre a camada lí



Secção de teste - anel aquecido internamente
 Aquecedor: 0,95cm DE , 73,7cm de comprimento
 Tubo : 2,2cm DI
 Pressão : 1,75kg/cm²

Figura (4.10) - Variação da razão dos coeficientes de transferência de calor com o parâmetro de LOCKHART-MARTINELLI (79).

quida. Assim, foram medidos superaquecimentos do líquido, os quais, frequentemente, excedem os valores necessários para iniciar a ebulição nucleada. Isto indica a possibilidade de coexistência de ebulição nucleada.

As teorias modernas de início e supressão da ebulição nucleada são baseadas no postulado de HSU¹⁰⁴ que sugeriu que a bolha somente crescerá se toda a sua superfície estiver dentro de uma região na qual o superaquecimento for maior que o dado pela equação:

$$t_w - t_{sat} = \frac{2\sigma t_{sat}}{\lambda \rho_V r_c}$$

onde r_c é o raio da cavidade que dá origem à bolha.

Um critério para supressão da nucleação sugerido por COLLIER e PULLING¹⁰⁵ é que camada laminar hidráulica, δ_ℓ , de um fluxo turbulento monofásico, seja menor que a camada limite térmica de HSU¹⁰⁴, δ_t . A expressão para δ_t é:

$$\delta_t = \frac{8\sigma t_{sat} C}{J\lambda\rho_V} \cdot \frac{(t_w - t_b)}{(t_w - t_{sat})^2}$$

onde δ_t é em ft, t_{sat} em °R e C é igual a 1,6.

Uma correlação para o coeficiente de transferência de calor na região de convecção forçada pode ser dada pela seguinte equação:

$$\frac{h_{FB}}{h_L} = A \left(\frac{1}{x_{tt}} \right)^n \quad (4.72)$$

onde $A = 3,5$ e $n = 0,50$ segundo DENGLER e ADDOMS¹⁰⁶

h_{FB} = coeficiente de transferência de calor para fluxo bifásico

h_L = coeficiente de transferência de calor supondo que o fluxo total esteja na forma líquida(79):

$$h_L = 0,023 \frac{k_L}{D} \left(\frac{DG(1-x)}{\dot{m}_L} \right)^{0,8} \left(\frac{C_P \mu}{k} \right)_L^{0,4}$$

Dengler e Addoms calcularam a equação (4.72) usando as propriedades na temperatura

$$t = t_{sat} + 0,33\Delta t_{sat}$$

4.4.5 - Fluxo de calor crítico

A literatura contém ainda várias correlações para o fluxo de calor crítico *burnout point*.

BERNATH¹⁰⁷ apresentou uma teoria baseada na analogia entre o processo microconvectivo na ebulição local e a aproximação convectiva para os processos de difusão turbulenta. A teoria descreve o significado físico das relações matemáticas desenvolvidas por um método empírico, para prever o *burnout* da água em ebulição local, para um grande intervalo de condições experi

mentais.

Outras teorias são devidas a KUTATELADZE e BORISHANSKII¹⁰⁸, ambas derivadas semi - empiricamente com base na suposição de que à medida que se aproxima o ponto de *burnout* as duas fases, vapor e líquido, coexistem de um modo relativamente bem definido.

Estudos bastante completos foram realizados por TONG⁷⁹ e HEWITT-TAYLOR⁸¹.

4.4.6 - Nucleação e dinâmica de bolhas

A vida de uma bolha pode ser resumida do seguinte modo: nucleação, crescimento inicial, crescimento intermediário, crescimento assintótico, desaparecimento (79).

A nucleação é um processo, em escala molecular, no qual uma pequena bolha (núcleo) de um tamanho um pouco maior que o correspondente ao equilíbrio termodinâmico é formada. O crescimento inicial a partir do tamanho de nucleação é controlado pelos efeitos de inércia e tensão superficial. A taxa de crescimento é pequena no início mas aumenta com o tamanho da bolha à medida que os efeitos de tensão superficial se tornam menos importantes. No estágio intermediário de crescimento acelerado, a transferência de calor se torna cada vez mais importante, enquanto os efeitos de inércia começam a perder o significado. Quando o processo de crescimento alcança o estágio assintótico, ele é controlado pela taxa de calor transferida pelo líquido circundante, facilitando a evaporação na interface da bolha. Se a bolha, durante seu crescimento, entra em contato com líquido

sub-refrigerado, ela pode desaparecer. O fenômeno que controla o desaparecimento é o mesmo que controla o fenômeno de crescimento mas em sentido inverso(79).

A principal condição para que ocorra a nucleação ou para que um núcleo subsista em um líquido é que o líquido esteja superaquecido. Existem dois tipos de núcleos. Um tipo é o formado em um líquido puro; ele tanto pode ser um grupo molecular de alta energia, resultante de flutuações térmicas de moléculas líquidas, como uma cavidade resultante de uma redução local de pressão tal como o que ocorre em um fluxo acelerado. O outro tipo, formado por um objeto estranho, pode ser tanto uma cavidade na parede aquecida como um material estranho com uma superfície seca.

Para que um núcleo se torne útil para o subsequente crescimento da bolha, o tamanho do núcleo deve exceder o tamanho de equilíbrio termodinâmico correspondente ao estado do líquido. A condição para o equilíbrio termodinâmico na interface vapor-líquido em uma substância pura pode ser escrita como:

$$P_V - P_L = \sigma \left(\frac{1}{r_1} + \frac{1}{r_2} \right)$$

onde r_1 e r_2 são os raios de curvatura da interface. Para um núcleo esférico de raio r

$$P_V - P_L = \frac{2\sigma}{r} \quad (4.73)$$

Esta equação é mais conhecida como equação de Gibbs apesar de ter sido desenvolvida anteriormente por Laplace (79,98).

Para um líquido à pressão P_L , a pressão de vapor P_V do líquido superaquecido perto da parede pode ser relacionada à quantidade de superaquecimento, $t_V - t_{sat}$, pela equação de Clausius-Clapeyron (apud SMITH e VAN NESS¹⁰⁹)

$$\frac{dP}{dt} = \frac{\lambda_V J}{\Delta v t} \quad (4.74)$$

onde Δv é a variação de volume específico durante a evaporação. Para $v_V \gg v_L$

$$P_V - P_L = (t_V - t_{sat}) \frac{\lambda_V J \rho_V}{t_{sat}}$$

Combinando as equações (4.73) e (4.74) tem-se, para o tamanho da bolha em equilíbrio,

$$r = \frac{2\sigma}{J\lambda_V \rho_V} \cdot \frac{t_{sat}}{t_V - t_{sat}} \quad (4.75)$$

Então, aumentando-se o aquecimento, o tamanho do núcleo poderá ser menor e, o número de núcleos formados por unidade de tempo aumentará. Outra implicação da equação (4.75) é que somente um núcleo do tamanho de equilíbrio é estável. Um núcleo menor desaparecerá e um maior crescerá.

A formação de bolhas não pode ocorrer sem a presença de partículas gasosas, contaminantes e choques mecânicos. Ela não é promovida por vórtices ou pontos a menos que estes contenham gás absorvido na superfície ou gás preso nos espaços capilares. Então, a equação de Gibbs não se aplicaria a sistemas de ebulição comerciais onde o superaquecimento necessário para iniciar a ebulição pode ser muito menor que o calculado, devido à influência do gás absorvido no próprio líquido ou em partículas estranhas ou da própria superfície de aquecimento. Além disso, a equação de Gibbs é baseada em um modelo simplificado no qual existe apenas uma única superfície entre as fases. Na realidade parece existir entre as fases uma camada de transição de várias moléculas de espessura. Para diâmetros menores que 20 moléculas (80°A) a teoria não pode ser aplicada. A teoria também supõe equilíbrio estático e, conseqüentemente, um processo reversível de formação; a natureza aparentemente instantânea da formação de bolhas invalidaria esta suposição. A evidência experimental, entretanto, indica que a imprecisão do modelo simplificado de Gibbs é razoavelmente pequena(77).

A taxa de expansão das bolhas é também de grande interesse devido ao efeito de agitação provocado no líquido e a aceleração resultante da taxa de transferência de calor.

Outro fator de importância é o comportamento da bolha. Fritz (apud IBELE e ROHSENOW⁹⁸) mostrou que o diâmetro máximo de uma bolha de vapor é:

$$D = C_b \beta' \sqrt{\frac{2\sigma}{g(\rho_L - \rho_V)}}$$

onde β' é o ângulo de contato e C_b uma constante empírica. JACOB¹¹⁰ mostrou ainda que o diâmetro da bolha é inversamente proporcional ao número de bolhas por hora, para o mesmo fluxo de calor; que o número de bolhas por unidade de superfície de aquecimento em qualquer momento é diretamente proporcional ao fluxo de calor; e que a velocidade de desligamento da bolha é igual ao produto do diâmetro da bolha pelo número de bolhas por hora.

4.4.7 - Mecanismos de transferência de calor na ebulição nucleada (77,98,101)

Alguns dos mecanismos sugeridos são:

- a atividade das bolhas provoca a micro convecção na camada laminar. De acordo com esta teoria o fluxo de calor deveria depender do sub-resfriamento, o que não acontece. O movimento translacional das bolhas é da ordem de 3 m/s; não parece lógico que isto cause maiores taxas de transferência de calor do que a convecção, que pode alcançar velocidades lineares da ordem de 6 a 9 m/s. Outra razão contra esta teoria é o fato de que as bolhas ocupam apenas 25% da superfície de aquecimento

- as bolhas agem como uma rugosidade superficial. Entretanto, neste caso, o fluxo de calor dependeria também do sub-resfriamento e da "rugosidade relativa" (razão do tamanho da bolha para o tamanho do tubo); nenhum dos casos se aplica

- transporte por calor latente; a bolha absorve calor latente que é transferido ao líquido após seu desaparecimento. Esta possibilidade foi analisada fazendo-se um cálculo termodinâmico rigoroso da quantida

de de calor transportado por uma bolha de um determinado tamanho, volume específico e calor latente de vaporização. Com este cálculo Rohsenow e Clark (apud SINEK⁷⁷) encontraram que do aumento na transferência de calor, além da convecção devido à ebulição, apenas 2% poderiam ser devidos às bolhas agindo como "carreadores"

- ação de bombeamento das bolhas: a bolha deixa um espaço vazio após desaparecer ou desligar-se, o qual é preenchido com líquido frio. Esta ação de bombeamento mecânica é mais efetiva que a transferência de calor convectiva que é baseada na difusão por vórtices

- modelo de filme: o filme é definido como tendo uma espessura que é a distância da superfície de aquecimento até o ponto onde a temperatura média das fases misturadas é a temperatura de saturação do líquido, isto é, a região onde existe superaquecimento. Bernath e Begell (apud SINEK⁷⁷) postularam que o superaquecimento da parede é proporcional à espessura do filme. A espessura do filme é função do fluxo de calor, do sub-resfriamento, e da turbulência. Qualitativamente, o efeito do fluxo de calor é descrito como tendendo a aumentar a espessura do filme (e conseqüentemente o superaquecimento) devido à maior população de bolhas. O efeito do sub-resfriamento e, ou da convecção, como tendendo a diminuir a espessura do filme, devido à zona de moderação de bolhas movendo-se perto da parede. O efeito da velocidade é descrito como causando uma maior tensão de cisalhamento na parede e, conseqüentemente, um filme mais fino. A interação da velocidade e do sub-resfriamento é explicada pelo efeito de moderação desprezível causado pelo sub-resfriamento na espessura de um filme espesso (baixa velocidade), comparado com o efeito considerável do mesmo grau de sub-resfriamento em um filme

fino (alta velocidade)

- termocapilaridade: devido à evaporação no lado quente e condensação no lado frio da bolha, existe uma pequena diferença de temperatura ao redor dela. Isto resulta em uma tensão superficial ligeiramente menor no lado externo da bolha produzindo um fluxo significativo da interface que induz grandes fluxos do líquido circundante formando jatos. Aqui, parece que a bolha induz grandes correntes de convecção que são aquecidas pela superfície quente.

- troca vapor líquido: segundo FOSTER e GRIEF¹⁰¹ o mecanismo mais satisfatório proposto, até hoje é o da microconvecção, mas, como foi visto, ele leva a contradições em relação à não dependência do fluxo de calor com o sub-resfriamento. O calor latente contido nas bolhas é responsável apenas por uma pequena porcentagem do calor total absorvido da superfície de aquecimento. Mas, além do transporte pelo calor latente, as bolhas também transferem calor durante seu crescimento, empurrando uma quantidade de líquido quente da superfície de aquecimento para a corrente de líquido. Se uma bolha crescer e se deslocar ou crescer e desaparecer, o efeito total será que um volume de líquido quente igual ao da bolha será transferido da superfície de aquecimento. A razão do calor transferido pela troca líquido-vapor pelo calor transferido por calor latente, equação (4.71), é a razão adimensional da quantidade de calor do volume da bolha preenchido com líquido quente pela quantidade de calor latente do vapor na mesma bolha. Poderia-se pensar que seria pequeno porque o calor latente λ_V é grande, mas a fração ρ_L/ρ_V também é grande e, por exemplo, para água à pressão atmosférica

$$\epsilon = 1,7 \Delta t_m$$

Como Δt_m é da ordem de 10^2 e varia de -1 a mais de 66°C para a água a 1 atm, e varia de 50 a mais de 250. Isto mostra que 100 vezes mais calor é transferido pelo processo troca líquido-vapor que pelo calor latente. Como o transporte por calor latente é responsável apenas por uma pequena porcentagem do fluxo de calor, pode-se concluir que o mecanismo troca vapor-líquido, para cada volume de bolha, é suficiente para explicar o fluxo de calor observado na ebulição nucleada.

Provavelmente, todos os mecanismos precedentes ocorrem simultaneamente e participam em graus variáveis no processo de transferência de calor. Os limites onde um ou outro dos mecanismos predominam não estão ainda bem estabelecidos.

4.5 - Queda de pressão em fluxo bifásico

O interesse prático deste campo é principalmente prever a queda de pressão com uma precisão razoável. Devido à extrema complexidade do processo, não existe ainda um tratamento teórico geral unificado.

A queda de pressão em um fluxo bifásico está intimamente relacionada ao padrão de fluxo como definido pela fração de vazio e distribuição de fases. Estas informações são então um pré-requisito para o cálculo da queda de pressão em um fluxo bifásico.

Apesar do resultado desejado, normalmente, ser a queda de pressão total em um dado canal com adição de calor, a maioria dos investigadores estudou quedas de pressão locais em padrões de fluxo bifásico bem caracterizados. Deste modo, fluxos adiabáticos de dois componentes podem simular convenientemente as condições

locais em fluxos diabáticos de um componente, quando as fases estão em equilíbrio termodinâmico.

O fluxo bifásico de uma mistura vapor- líquido em um canal com adição de calor, é um fluxo de densidade variável no conceito de fluxo unidimensional. Se a queda de pressão ao longo de um canal for relativamente pequena, em comparação com a pressão absoluta, o fluxo será praticamente incompressível. Isto significa que a densidade de cada fase é, praticamente, constante. A variação de densidade é, então, devida à mudança de fase causada pela ebulição ao longo do canal. Durante o processo de mudança de fase, isto é, aumento da fração de vazio, as distribuições de fases e velocidades variam, como, também, a quantidade de movimento do fluxo. Então, a queda de pressão em um fluxo bifásico vertical consiste de três componentes: queda de pressão devida ao atrito, à variação da quantidade de movimento e à elevação, como já foi dito anteriormente.

Enquanto a separação da queda de pressão em três componentes é natural e direta, em uma aproximação analítica do problema, ela se torna mais difícil de ser medida experimentalmente. As medidas, em geral, dão a queda de pressão estática total em um dado comprimento de um canal. Escolhendo um canal horizontal, a queda de pressão de elevação pode ser excluída. As medidas de queda de pressão em um fluxo diabático unifásico fornecem um valor de referência para a componente de atrito, apesar deste valor geralmente desviar do valor correto para um fluxo bifásico real. Duas quedas de pressão unifásicas são comumente usadas como referência: a queda de pressão unifásica superficial, obtida supondo-se que somente uma fase esteja fluindo no canal (design

nada por FG ou FL), e a queda de pressão unifásica real, obtida supondo-se que o fluxo total esteja fluindo no canal como uma única fase (designada por G ou L). A grandeza relativa da queda de pressão de atrito e da quantidade de movimento dependem, principalmente, da configuração do fluxo.

A queda de pressão de elevação pode ser obtida aplicando-se a equação da quantidade de movimento a um comprimento diferencial de um canal vertical com fluxo bifásico ascendente (79,98):

$$\frac{-dP}{dZ}_{\text{elev}} = \left(\rho_L (1 - \alpha) + \rho_V \alpha \right) g = \bar{\rho} g$$

onde $\bar{\rho}$ é a densidade média. A queda de pressão de elevação, assim definida, depende, apenas, da fração de vazio local e não é função da configuração de fluxo.

Dois tipos mais importantes de modelos de fluxo aparecem na análise das quedas de pressão em um fluxo bifásico: o modelo homogêneo e o modelo de fluxo separado. O primeiro modelo é aplicado à configuração de fluxo *fog* ou *spray* que ocorre em altas frações de vazio, enquanto que o último foi desenvolvido para o fluxo anular encontrado em frações de vazio médias. Para frações de vazio baixas ou fluxo em bolhas, o modelo homogêneo é o mais confiável, desde que a fração de vazio seja calculada adequadamente.

As suposições básicas do modelo homogêneo são: iguais velocidades lineares do vapor e do líquido; equilíbrio termodinâmico entre as duas fases. Além dis

so, um fator de atrito unifásico, adequadamente definido é usado para o fluxo bifásico(79).

O modelo homogêneo considera as duas fases como uma única fase possuindo certas propriedades médias derivadas a partir das propriedades de cada fase. Assim, pode-se definir um volume específico médio como:

$$\bar{v} = \frac{W_V v_V + W_L v_L}{W_V + W_L} = v_L \left(1 + \frac{x}{v_L} (v_V - v_L) \right)$$

as três componentes da queda de pressão podem ser definidas como:

$$\left(\frac{-dP}{dZ} \right)_{\text{atr.}} = \frac{f G^2 \bar{v}}{2D_e} = \frac{2f G^2 \bar{v}}{D} \quad (4.76)$$

$$\left(\frac{-dP}{dZ} \right)_{\text{mov.}} = \frac{G^2 d\bar{v}}{dZ}$$

$$\left(\frac{-dP}{dZ} \right)_{\text{elev.}} = \frac{1}{\bar{v}} g$$

Na equação (4.76) f é o fator de atrito, definido como a razão da tensão de cisalhamento na parede τ_w pelo produto da densidade e da carga virtual $\bar{u}^2/2$ (72):

$$f = \frac{\tau_w}{\rho \bar{u}^2 / 2} = \frac{2\tau_w}{\rho \bar{u}^2} \quad (4.77)$$

O fator de atrito assim definido é o chamado fator de atrito de Fanning. Outro, bastante comum, é o fator de atrito de Blasius ou de Darcy, igual a $4f$.

Para se calcular a queda de pressão devida ao atrito é necessário conhecer f . Da equação (4.77):

$$\tau_w = f \frac{\rho \bar{u}^2}{2}$$

A tensão de cisalhamento na parede pode, também, ser calculada a partir do gradiente do perfil de velocidade na parede

$$\tau_w = -\mu \left(\frac{du}{dr} \right)_{r=r_w}$$

Como, em um canal circular, a velocidade local é (83):

$$u = 2\bar{u} \left(1 - \frac{r^2}{r_w^2} \right)$$

$$\tau_w = -\mu \left(2\bar{u} \left(-\frac{2r_w}{r_w^2} \right) \right) = \frac{4\bar{u}\mu}{r_w}$$

Assim,

$$f = \frac{4\bar{u}\mu/r_w}{\rho \bar{u}^2/2} = \frac{8\mu}{r_w \rho \bar{u}} = \frac{16}{2r_w \rho \bar{u}/\mu}$$

O grupo adimensional de variáveis no denominador é o número de Reynolds

$$Re = \frac{2r_w \rho u}{\mu} = \frac{D u \rho}{\mu} = \frac{DG}{\mu}$$

Logo,

$$f = \frac{16}{Re}$$

no caso de fluxo laminar.

Para $3 \cdot 10^4 < Re < 10^6$ a expressão mais usada para o fator de atrito é (83):

$$f = 0,046 Re^{-0,2}$$

Outra equação bastante usada para $5 \cdot 10^3 < Re < 3 \cdot 10^4$ é a equação de Blasius, baseada em medidas diretas de queda de pressão em tubos(111)

$$f = 0,079 Re^{-0,25}$$

FAJEAU¹¹² sugere os seguintes fatores de atrito

$$f' = a Re^{-b} \quad \text{para} \quad Re > 5000 \quad (4.78)$$

$$f' = \frac{1}{2000} \left[a \operatorname{Re}^{-b} (\operatorname{Re} - 3000) + \frac{64}{\operatorname{Re}} (5000 - \operatorname{Re}) \right] \quad (4.79)$$

para $3000 < \operatorname{Re} < 5000$

Esta fórmula está errada como consta na bibliografia citada, tendo sido corrigida a partir de gráficos do fator de atrito.

$$f' = \frac{64}{\operatorname{Re}} \quad \text{para} \quad \operatorname{Re} < 3000 \quad (4.80)$$

onde $a = 0,316$ e $b = 0,25$.

Quando o fluxo for diabático a variação das propriedades físicas afetará o fator de atrito. Para calcular o fator de atrito de fluidos que estão sendo aquecidos ou resfriados, KREITH¹¹³ sugere que, para líquidos, o coeficiente de atrito seja modificado para

$$f_{TC} = f \left(\frac{\mu_w}{\mu_b} \right)^{0,14}$$

onde μ_b = viscosidade na temperatura média do fluido e, para gases,

$$f_{TC} = f \left(\frac{t_w}{t_b} \right)^{0,14}$$

onde t_b = temperatura média do fluido e w indica valor na parede do tubo.

Para um fluxo diabático, a equação de queda de pressão torna-se (114)

$$-\frac{\Delta P}{\Delta Z} = f \left(\frac{f_{TC}}{f} \right) \frac{G^2}{2D\rho} \quad (4.81)$$

O coeficiente f na equação (4.81) pode ser calculado usando-se uma temperatura média.

Para a fase gasosa o fator de atrito interfacial é definido como:

$$f_{Vi} = \frac{\tau_i}{\frac{1}{2} \rho_V u_V^2}$$

ANDERSON e MANTZOURANIS⁸⁵ tentaram obter a correlação do fator de atrito interfacial em termos de um número de Reynolds para o gás e um parâmetro Q^* definido como a razão W^+/δ^+ .

Entretanto, segundo HEWITT-TAYLOR⁸¹, este método nada mais é que um modo mais complicado de se localizar o fator de atrito contra, por exemplo, o número de Reynolds para o gás com o número de Reynolds para o líquido como um parâmetro. Assim, isto é simplesmente o estabelecimento de resultados experimentais e não pode servir de base para extrapolação com outros casos.

WALLIS¹¹⁵ correlacionou um grande número de dados para fluxo anular segundo a relação

$$f_{vi} = 0,005 \left(1 + 75(1 - \alpha) \right)$$

A equação leva a um fator de atrito constante na ausência do filme líquido. Resultados mais precisos podem ser obtidos, se o fator 0,005 for substituído pelo fator de atrito do núcleo gasoso fluindo na ausência do filme, em um tubo liso. Este fator pode ser calculado pela equação de Blasius:

$$f_v = 0,079 \text{Re}^{-0,25}$$

LOCKHART e MARTINELLI¹⁰³, em 1949, desenvolveram um procedimento, tipo fluxo separado, para calcular o gradiente de pressão devido ao atrito, em um fluxo anular isotérmico, baseado em dados obtidos com um fluxo horizontal de ar e vários líquidos à pressão atmosférica.

Suas suposições básicas são de que a queda de pressão é somente devida ao atrito, de que a queda de pressão do gás é igual à queda de pressão do líquido (isto é, não existe gradiente de pressão radial), e de que as duas fases estão em equilíbrio termodinâmico e enchem o tubo completamente. Neste modelo, uma fase é considerada arbitrariamente em movimento laminar ou turbulento, se o número de Reynolds superficial estiver abaixo de 1000 ou acima de 2000 respectivamente. Su

perficial aqui significa que, nos cálculos, supõe-se que a fase em questão ocupe toda a área da secção transversal do canal. Usando estes números de Reynolds superficiais, os fatores de atrito são calculados, para cada fase, como:

$$f = 16/Re \quad \text{para} \quad Re < 1000$$

e

$$f = \frac{0,046}{Re^{0,2}} \quad \text{para} \quad Re > 2000$$

A partir dos fatores de atrito, as quedas de pressão superficiais são calculadas, separadamente, para o gás e o líquido e são representadas por $(\Delta P/\Delta Z)_V$ e $(\Delta P/\Delta Z)_L$ respectivamente. Pode ser mostrado que a queda de pressão bifásica real, $(\Delta P/\Delta Z)_{BF}$, é função de qualquer uma das quedas de pressão superficiais, do raio hidráulico real e forma da secção transversal das duas fases. Definindo

$$\omega_L = \sqrt{\frac{(\Delta P/\Delta Z)_{BF}}{(\Delta P/\Delta Z)_L}}$$

$$\omega_V = \sqrt{\frac{(\Delta P/\Delta Z)_{BF}}{(\Delta P/\Delta Z)_V}}$$

$$X_{tt} = \sqrt{\frac{(\Delta P/\Delta Z)_L}{(\Delta P/\Delta Z)_V}}$$

ou

$$X_{tt} = \left(\frac{\rho_V}{\rho_L} \right)_{\text{sat}}^{1/(2-n)} \left(\frac{\mu_L}{\mu_V} \right)^{n/(2-n)} \left(\frac{1-x}{x} \right)$$

onde n é determinado empiricamente a partir de $f = C/Re^n$ e varia de 0,20 - 0,25 para fluxo turbulento. Pode-se dizer que ω_L e ω_V são funções de X_{tt} . Quando é considerado um fluxo de dois componentes, o índice "sat" na razão das densidades se refere à temperatura e pressão de saturação do fluxo líquido. Chamando o *hold-up* do líquido e do gás R_L e R_V , respectivamente, pode-se mostrar, também, que eles são funções de X_{tt} . Visto que o raio hidráulico real e a forma das secções transversais das duas fases são desconhecidos, as funções devem ser determinadas experimentalmente. Isto foi feito pelos investigadores para fluxo horizontal de misturas ar-água.

Devido às várias simplificações deste modelo, ele correlaciona os dados da queda de pressão bifásica com um desvio de cerca de $\pm 50\%$ (77). Apesar disso é muito usado devido à facilidade de manipulação. Tem sido muito utilizado, também, com modificações empíricas, em casos que contradizem diretamente suas suposições iniciais, como em fluxos ascendentes ou descendentes, com ou sem vaporização, onde a queda de pressão devida ao atrito está longe de ser a queda de pressão total e, ainda, em fluxos onde os gradientes de pressão radiais não podem ser desprezados. Outro método bastante utilizado é o método de Martinelli e Nelson (apud FERROUD⁹⁷ et alii), que é um método semi-empírico, resultante da extrapolação das correlações estabelecidas por Lockhart e Martinelli (op.cit).

Numerosas são as modificações do modelo de Lockhart e Martinelli. Em 1964, CHIEN e IBELE⁸⁷ tentaram correlacionar o parâmetro de pressão ω e um fator de atrito superficial com os números de Reynolds superficiais. Encontraram, para fluxo anular

$$\omega_V^2 = 3,885 \cdot 10^6 Re_V^{0,710} Re_L^{0,725}$$

$$f_V = 3,680 \cdot 10^{-7} Re_V^{0,582} Re_L^{0,705}$$

Suas experiências foram realizadas utilizando ar, como fase gasosa, e água, como fase líquida. Os números de Reynolds superficiais, para o líquido, variaram de 1250 a 22000 e para o gás de 28000 a 350000. O gradiente de pressão, devido ao atrito ao longo da seção de teste, aumentou tanto com as vazões de líquido quanto com as de gás. Entretanto, para cada vazão de líquido existe um número de Reynolds gasoso de transição para o qual o gradiente de pressão sofre uma variação de inclinação. Um estudo cuidadoso das vazões junto com observações dos padrões de fluxo indicaram que a variação do gradiente de pressão estava associada a uma variação na configuração de fluxo. Os autores deduziram uma equação de transição na seguinte forma:

$$Re_V Re_L^{0,301} = 1,199 \cdot 10^6$$

4.6 - Revisão bibliográfica relativa à evaporação em filme descendente

A literatura relativa a evaporadores tipo filme descendente praticamente não existe.

KARETNIKOV¹¹⁶ em 1954, fez uma investigação de laboratório sobre transferência de calor, através de um filme descendente de água desgaseificada, a cerca de 60°C, em ebulição e não ebulição. O aparelho consistia de um tubo de cobre, vertical, de 16mm de diâmetro externo por 600mm de comprimento, dentro de uma capa de vidro. O tubo era aquecido eletricamente na parte interna e possuía termopares nas paredes. A água fluía pela superfície externa do tubo através de um distribuidor especial de alimentação. A capa de vidro possuía um manômetro. Os números de Reynolds variaram de 570 a 2600 e o fluxo de calor de $4,9 \cdot 10^3$ a $3,4 \cdot 10^4$ kcal/(h.m²) (1800 a 12500 Btu/(h.ft²)). As experiências de transfe

rência de calor em ebulição, foram realizadas sob vácuo de cerca de 0,8 atm. Os testes sem ebulição foram realizados em condições idênticas, mas à pressão atmosférica. Foram feitas as seguintes observações:

- na transferência de calor sem ebulição o filme era transparente e oferecia um aspecto visual semelhante ao encontrado anteriormente por outros investigadores

- na ebulição, o filme nunca era transparente, estando o tempo todo cheio de bolhas

- quando o fluxo de calor alcançava valores máximos variando de $9,5 \cdot 10^3$ kcal/(h.m²) (3500 Btu/h.ft²) para $Re = 570$ até $3,4 \cdot 10^4$ kcal/(h.m²) (12500 Btu/(h.ft²)) para $Re = 2600$, o filme era repellido da parede e a evaporação em filme descendente se tornava impossível

- os coeficientes de transferência de calor em ebulição variavam pouco com o fluxo de calor ou, às vezes, diminuiam com o fluxo de calor

- os coeficientes de transferência de calor em ebulição aumentavam com o aumento da vazão

- os coeficientes de transferência de calor em ebulição eram menores que os de não ebulição, para a mesma vazão e fluxo de calor. Em vazões extremamente baixas, os coeficientes de ebulição alcançavam e mesmo excediam os coeficientes sem ebulição. Entretanto, conforme SINEK⁷⁷, isto pode ser devido ao fato de que o autor usou a média aritmética, ao invés da média logarítmica da diferença de temperatura, para calcular o coeficiente sem ebulição. Este erro, que faz com que os coeficientes pareçam muito pequenos, se torna mais sério à

medida que a vazão diminui e pode explicar o problema em vazões extremamente baixas

- os coeficientes de transferência de calor, sem ebulição, desviavam-se consideravelmente de qualquer correlação conhecida sobre transferência de calor em filme descendente. O autor não indicou seu método de medir diferenças de temperatura, por isso, este desvio não pode ser explicado. Isto não significa que as condições do item anterior são necessariamente falsas, posto que, a relação entre os coeficientes de ebulição e não ebulição são lógicas, apesar das grandezas absolutas serem questionáveis (77).

RICHKOV e POSPELOV¹¹⁷, em 1959, estudaram a evaporação de água e soluções de soda cáustica em filme descendente, na parede externa de um tubo vertical de cobre niquelado, de 30mm de diâmetro externo por 1200mm, à pressão atmosférica. O tubo era aquecido eletricamente na parte interna e possuía termopares nas paredes. O intervalo estudado foi de $Re = 3100$ a 4100 , o fluxo de calor variou de $1,3 \cdot 10^4$ a $1,4 \cdot 10^5$ kcal/(h.m²) (4800 a 52000 Btu/(h.ft²)). As temperaturas de entrada e saída do líquido foram medidas com termômetros de mercúrio (precisão 0,1°C) e sua média usada como a temperatura de ebulição do líquido; apesar de não expressamente dito, este valor era, então, subtraído da temperatura da parede para calcular o coeficiente de transferência de calor (77).

As conclusões foram as seguintes:

- a aparência visual do filme em ebulição foi descrita com detalhes, apesar de não suplementada com desenhos ou fotografias. Para fluxos de calor meno

res que $2,4 \cdot 10^4$ kcal/(h.m²) (9000 Btu/(h.ft²)), bolhas de vapor eram formadas continuamente, crescendo rapidamente até um tamanho igual à espessura do filme; elas fluíam, então, para baixo até se arrebentarem. O filme líquido tinha o aspecto de um depósito descendente de grandes bolhas

- para fluxos de calor altos, da ordem de $1,4 \cdot 10^5$ kcal/(h.m²) (50000 Btu/(h.ft²)), o filme parecia se desintegrar com a formação de grandes gotas descendentes, semelhante à observação de Karetnikov (op.cit.)

- foi derivada uma correlação empírica para a água,

$$h = 2,12q^{0,32} (Re)^{0,435}$$

sendo todas as grandezas em unidades inglesas: Btu, h, ft, °F

- correlações semelhantes foram derivadas para soluções de NaOH, de diferentes concentrações. Estas correlações diferem, no valor, de todos os três fatores numéricos; além disso, para todas as soluções de NaOH os expoentes de q foram negativos.

Em 1962, SINEK⁷⁷ apresentou um procedimento para calcular os coeficientes de transferência de calor do filme e o total, em evaporadores do tipo filme descendente. Foi desenvolvido um modelo para o mecanismo de transferência de calor na evaporação em filme descendente, de acordo com o qual, durante a evaporação, a diferença de temperatura através do filme obedece à mesma lei que na transferência de calor sensível e na condensação. A diferença de temperatura através do filme

é, então, calculada como o quociente do fluxo de calor e o coeficiente de transferência de calor. Para o cálculo do coeficiente de transferência de calor foi usada a correlação de DUKLER⁸⁴.

Para fazer uma comparação com dados experimentais, foi necessário conhecer a diferença de temperatura entre a parede e o espaço de vapor, além da queda de temperatura através do filme. A queda de temperatura calculada é, então, corrigida, para a queda de pressão longitudinal, a ebulição devido a solutos e à elevação do ponto de ebulição devido a presença de bolhas. O último é calculado postulando bolhas do mesmo tamanho que a espessura do filme, aplicando a equação de Gibbs, que relaciona o superaquecimento da bolha com a tensão superficial e o seu tamanho.

Os coeficientes totais de transferência de calor, são calculados usando o modelo teórico para a transferência de calor do lado do líquido; os coeficientes, do lado do vapor de aquecimento, são estimados como 1,28 vezes a correlação de Nusselt conforme recomendação de McADAMS (op.cit); foi mostrado que o coeficiente total é, praticamente, insensível a variações no coeficiente do lado do vapor de aquecimento.

O trabalho experimental consistiu em medir os coeficientes totais de transferência de calor, em um evaporador TLV filme descendente, de sete tubos, para um grande intervalo de variáveis de operação. Os tubos empregados foram de 2,5 a 5,0cm por 7,3m de comprimento. Os líquidos de teste foram a água do mar e concentrados de água do mar. A temperatura de ebulição variou de 38 a 110°C, os fluxos de calor de $8,7 \cdot 10^3$ a $1,8 \cdot 10^4$

kcal/(h.m²)(3200 a 6500 Btu/(h.ft²)), os números de Reynolds para o filme de 1000 a 11000 e os números de Prandtl do filme de 1,6 a 4,5. Em aproximadamente meta de das experiências, a temperatura da alimentação era igual à temperatura de saturação do espaço de vapor; nas outras era 36°C mais alta. Foram realizadas 105 experiências, com diferentes combinações do diâmetro do tubo, temperatura de saturação do espaço de vapor, temperatura da alimentação, salinidade da alimentação, vazão da alimentação e do vapor de aquecimento. Para experiências com a temperatura de alimentação igual à temperatura do espaço de vapor, os coeficientes totais medidos estavam dentro de um desvio de 10% em relação aos coeficientes calculados. Para experiências com a temperatura de alimentação 36°C mais alta, os coeficientes medidos eram 10% mais baixos, aparentemente devido a vaporização na entrada do tubo.

Foi mostrado que a correção da elevação do ponto de ebulição devido a bolhas é uma parte essencial da correlação.

Ainda em 1962, SINEK e YOUNG¹¹⁸ apresentaram um trabalho idêntico ao apresentado anteriormente por Sinek (op.cit.), utilizando o mesmo evaporador e o mesmo esquema de cálculo. As observações de Karetnikov e Richkov e Pospelov (op.cit), foram incorporadas como parte do modelo proposto para o evaporador em filme descendente, postulando o seguinte:

- o filme líquido contém bolhas
- praticamente toda a população de bolhas possui diâmetros iguais à espessura do filme

- a superfície da bolha tem forma esférica, pelo menos perto da interface do núcleo de vapor

- existem bolhas em quantidade suficiente de tal modo, que a temperatura do líquido na interface do núcleo de vapor é determinada pelo superaquecimento da bolha

- não existem bolhas suficientes para destruir o filme líquido (para cálculos de transferência de calor, as propriedades físicas do filme são as da fase líquida)

- o movimento relativo entre as bolhas e o líquido é suposto insignificante (na evaporação em filme descendente, a presença de bolhas não causa um aumento na turbulência do filme, como em muitos casos de ebulição nucleada). A transferência de calor, então, segue as leis de convecção para filmes líquidos.

Outra conclusão de SINEK⁷⁷ é que o coeficiente de transferência de calor permanece praticamente constante, mesmo quando a quantidade de calor é aumentada de 80%, e isto é válido para todas as temperaturas, vazões, superaquecimentos da alimentação, concentrações e diâmetros dos tubos. Isto indica que o mecanismo de transferência de calor obedece às leis da convecção.

Em relação ao desaparecimento do filme líquido ou ao aparecimento do fluxo crítico, PERROUD⁹⁷ e seus colaboradores fazem as seguintes hipóteses. Primeiro, se a ebulição nucleada fosse o fenômeno preponderante no filme líquido, um aumento excessivo do fluxo de calor provocaria o aparecimento da ebulição em filme. O anel líquido preso entre duas zonas de vapor se deslocaria e desapareceria no núcleo de escoamento. Mas, no ca

so de escoamento anular, o fenômeno de convecção forçada é preponderante; a ebulição nucleada é fraca e não se pode admitir uma passagem brutal para a ebulição em filme. Uma segunda explicação é que o filme anular recebe água sob forma de gotículas provenientes do núcleo de vapor, mas perde uma parte que é vaporizada através da superfície e outra através das gotas arrastadas pelo vapor. O balanço geral é então negativo, o filme se afina pouco a pouco. Supõe-se então que o *burnout* ocorra quando a espessura do filme se torne nula.

Segundo Perroud (op.cit.), parece difícil admitir que a espessura do filme possa tender regularmente para zero, principalmente se for lembrado que o recebimento de gotas pelo filme e o arraste pelo vapor são fenômenos descontínuos e que a superfície do filme líquido é bastante turbulenta. Parece existir, para cada valor de G , uma espessura média mínima, abaixo da qual o filme não pode subexistir quando existe um fluxo de calor proveniente da parede. Abaixo desta espessura média o filme começará a se romper nas partes mais finas. As zonas descobertas da parede se tornarão rapidamente superaquecidas e, se o filme tentar novamente se formar, haverá o fenômeno da calefação. A agitação do filme se tornará muito intensa e, estando já muito fino, acabará se transformando em gotas que desaparecerão no núcleo de vapor.

Este período de agitação muito violenta que precede a desagregação do filme provocará um aumento no coeficiente local de transferência de calor e a temperatura da parede abaixará bastante antes do início da oscilação. Uma explicação para o aumento do coeficiente é que a ebulição nucleada, apesar de não ser o fe

nômeno principal, tem uma certa importância. Como a es p^{ess}ura do filme diminui, chega-se a um ponto onde tudo se passa como se houvesse uma ebulição franca real e há, então, um aumento do coeficiente e uma agitação que le va à desagregação do filme.

De todo modo, ambas as hipóteses são in compatíveis com uma diminuição progressiva do filme.

CAPÍTULO 5

CÁLCULO DO EVAPORADOR

5.1 - Introdução

Neste capítulo propõe-se calcular um evaporador para uma solução de nitrato de uranila no processo Purex.

No capítulo 3, considerou-se como melhor opção, no caso, um evaporador tipo filme descendente.

Foi visto também, que a teoria para este tipo de evaporador não está ainda bem desenvolvida, faltando dados experimentais para uma melhor verificação das teorias analíticas existentes.

No projeto de um evaporador deve-se considerar tanto o ponto de vista do processo como o ponto de vista mecânico.

Do ponto de vista mecânico são necessá

rias as seguintes informações:

- dimensões dos tubos como: diâmetro, espessura da parede, comprimento
- disposição dos tubos e passo: tubos horizontais ou verticais, tipo de célula
- material de construção.

Em relação ao processo deve-se especificar:

- os fluidos que serão usados e suas propriedades
- vazões dos dois fluidos
- temperaturas de entrada e de saída
- pressões de operação
- fator de incrustação (*fouling*)
- taxa de transferência de calor.

Dentro das possibilidades, foi realizado um programa de computador em linguagem FORTRAN com o objetivo de se determinarem os coeficientes de transferência de calor, número de tubos, comprimento dos tubos, diâmetro, quedas de temperatura e pressão, potência necessária, entre outros.

As teorias básicas utilizadas foram as de ANDERSON-MANTZOURANIS⁸⁵ para cálculos de mecânica dos fluidos e ANDERSON⁹³ e colaboradores para cálculos de transferência de calor.

Tabela 5.1

PRINCIPAIS DIMENSÕES DE TUBOS COMERCIAIS (120)

D _o		D _i		Espessura da parede		Área externa por unidade de comprimento	
pol	mm	pol	mm	pol	mm	pē ² /pē	m ² /m
1/4	6,4	0,194	4,93	0,028	0,711	0,0655	0,0200
1/4	6,4	0,206	5,23	0,022	0,559	0,0655	0,0200
1/4	6,4	0,214	5,44	0,018	0,457	0,0655	0,0200
3/8	9,5	0,277	7,04	0,049	1,245	0,0982	0,0300
3/8	9,5	0,305	7,75	0,035	0,889	0,0982	0,0300
3/8	9,5	0,319	8,10	0,028	0,711	0,0982	0,0300
3/8	9,5	0,331	8,41	0,022	0,559	0,0982	0,0300
1/2	12,7	0,370	9,40	0,065	1,651	0,1309	0,0400
1/2	12,7	0,402	10,21	0,049	1,245	0,1309	0,0400
1/2	12,7	0,430	10,92	0,035	0,889	0,1309	0,0400
1/2	12,7	0,444	11,28	0,028	0,711	0,1309	0,0400
5/8	15,9	0,407	10,34	0,109	2,769	0,1636	0,0500
5/8	15,9	0,435	11,05	0,095	2,413	0,1636	0,0500
5/8	15,9	0,459	11,66	0,083	2,108	0,1636	0,0500
5/8	15,9	0,481	12,22	0,072	1,829	0,1636	0,0500
5/8	15,9	0,495	12,57	0,065	1,651	0,1636	0,0500
5/8	15,9	0,509	12,93	0,058	1,473	0,1636	0,0500
5/8	15,9	0,527	13,39	0,049	1,245	0,1636	0,0500
5/8	15,9	0,541	13,74	0,042	1,067	0,1636	0,0500
5/8	15,9	0,555	14,10	0,035	0,889	0,1636	0,0500

continua

trocador de calor são aproximadamente 2,5, 4,0, 5,0 e 6,0m, sendo o mais comum 5m. Podem, ainda, ser usados tubos maiores (71,119). Estes tubos existem em vários diâmetros e espessuras da parede. Os trocadores com tubos de diâmetros menores são mais baratos por m^2 de superfície de aquecimento, mas a limpeza torna-se muito mais difícil. Tubos de diâmetros externos iguais a 2 ou 2,5cm (3/4 a 1'') são os mais usados apesar de tubos de 1,5 a 5cm (5/8 a 2'') serem às vezes também usados. Para evaporadores tipo tubos longos verticais, como é o caso, recomenda-se tubos de 5cm (2'')(71). Na escolha da espessura da parede deve-se levar em conta as tensões que atuam sobre os tubos.

Os tubos são, geralmente, distribuídos em uma célula quadrada ou triangular. Apesar da célula quadrada apresentar maior facilidade de limpeza, a triangular é muito utilizada porque permite o uso de maior número de tubos em um dado diâmetro do costado (119).

Define-se o passo como a menor distância entre os centros de dois tubos adjacentes. Na maioria dos trocadores o passo varia de 1,25 a 1,5 vezes o diâmetro dos tubos.

O diâmetro e o comprimento dos tubos serão otimizados pelo programa de computador a ser descrito. As principais dimensões dos tubos existentes comercialmente podem ser vistas na tabela 5.1.

O diâmetro do costado, correspondente a um determinado número de tubos N_T , para as configurações da figura (5.1), é calculado com o auxílio da tabela 5.2, onde D_c é o diâmetro mínimo do costado, S o pas

Tabela 5.1 (continuação)

D _o		D _i		Espessura da parede		Área externa por unidade de comprimento	
pol	mm	pol	mm	pol	mm	pe ² /pe	m ² /m
3/4	19,0	0,482	12,24	0,134	3,404	0,1963	0,0600
3/4	19,0	0,510	12,95	0,120	3,048	0,1963	0,0600
3/4	19,0	0,532	13,51	0,109	2,769	0,1963	0,0600
3/4	19,0	0,560	14,22	0,095	2,413	0,1963	0,0600
3/4	19,0	0,584	14,83	0,083	2,108	0,1963	0,0600
3/4	19,0	0,606	15,39	0,072	1,829	0,1963	0,0600
3/4	19,0	0,620	15,75	0,065	1,651	0,1963	0,0600
3/4	19,0	0,634	16,10	0,058	1,473	0,1963	0,0600
3/4	19,0	0,652	16,56	0,049	1,245	0,1963	0,0600
3/4	19,0	0,680	17,27	0,035	0,889	0,1963	0,0600
7/8	22,2	0,607	15,42	0,134	3,404	0,2291	0,0700
7/8	22,2	0,635	16,13	0,120	3,048	0,2291	0,0700
7/8	22,2	0,657	16,69	0,109	2,769	0,2291	0,0700
7/8	22,2	0,685	17,40	0,095	2,413	0,2291	0,0700
7/8	22,2	0,709	18,00	0,083	2,108	0,2291	0,0700
7/8	22,2	0,745	18,92	0,065	1,651	0,2291	0,0700
7/8	22,2	0,777	19,74	0,049	1,245	0,2291	0,0700
7/8	22,2	0,805	20,45	0,035	0,889	0,2291	0,0700
1	25,4	0,670	17,02	0,165	4,191	0,2618	0,0800
1	25,4	0,732	18,59	0,134	3,404	0,2618	0,0800
1	25,4	0,760	19,30	0,120	3,048	0,2618	0,0800
1	25,4	0,782	19,86	0,109	2,769	0,2618	0,0800
1	25,4	0,810	20,57	0,095	2,413	0,2618	0,0800
1	25,4	0,834	21,18	0,083	2,108	0,2618	0,0800
1	25,4	0,856	21,74	0,072	0,829	0,2618	0,0800
1	25,4	0,870	22,10	0,065	1,651	0,2618	0,0800
1	25,4	0,902	22,91	0,049	1,245	0,2618	0,0800
1	25,4	0,930	23,62	0,035	0,889	0,2618	0,0800

continua

Tabela 5.1 (continuação)

D _o		D _i		Espessura da parede		Área externa por unidade de comprimento	
pol	mm	pol	mm	pol	mm	pe ² /pe	m ² /m
1 1/4	31,8	0,890	22,61	0,180	4,572	0,3272	0,100
1 1/4	31,8	0,920	23,37	0,165	4,191	0,3272	0,100
1 1/4	31,8	0,982	24,94	0,134	3,404	0,3272	0,100
1 1/4	31,8	1,010	25,65	0,120	3,048	0,3272	0,100
1 1/4	31,8	1,032	26,21	0,109	2,769	0,3272	0,100
1 1/4	31,8	1,060	26,92	0,095	2,413	0,3272	0,100
1 1/4	31,8	1,084	27,53	0,083	2,108	0,3272	0,100
1 1/4	31,8	1,120	28,45	0,065	1,651	0,3272	0,100
1 1/4	31,8	1,152	29,26	0,049	1,245	0,3272	0,100
1 1/4	31,8	1,180	29,97	0,035	0,889	0,3272	0,100
1 1/2	38,1	1,232	31,29	0,134	3,404	0,3927	0,120
1 1/2	38,1	1,282	32,56	0,109	2,769	0,3927	0,120
1 1/2	38,1	1,334	33,88	0,083	2,108	0,3927	0,120
1 1/2	38,1	1,370	34,80	0,065	1,651	0,3927	0,120
2	50,8	1,760	44,70	0,120	3,048	0,5236	0,160
2	50,8	1,810	45,97	0,095	2,413	0,5236	0,160
2 1/2	63,5	2,204	55,98	0,148	3,759	0,6540	0,200

Tolerâncias (valores aproximados) (69)

D_o: ± 0,75%; mm: ± 0,30 mm (0,12'')

Espessura da parede: ± 10%

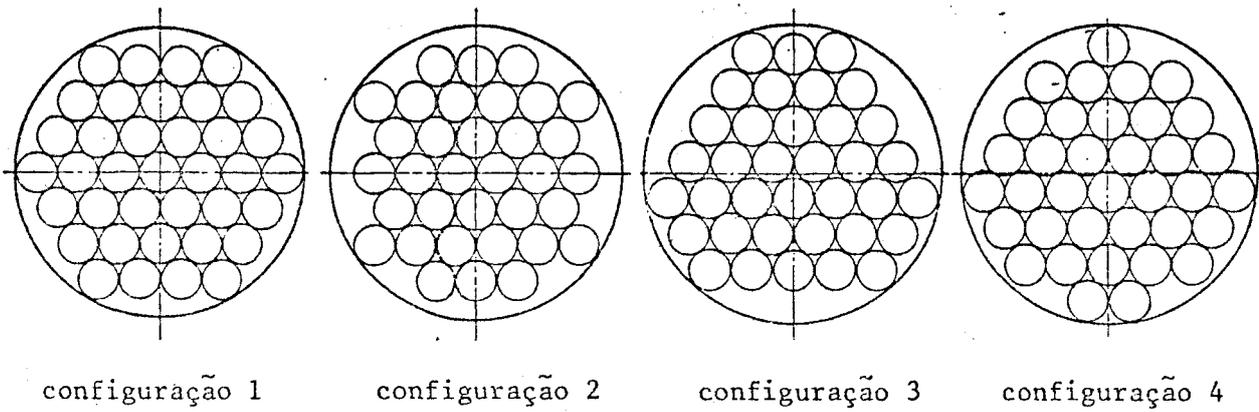


Figura (5.1) - Quatro tipos de célula triangular baseadas em quatro posições diferentes do centro do costado (120).

Tabela 5.2

NÚMERO DE TUBOS E DIÂMETRO DO COSTADO PARA AS
CONFIGURAÇÕES DA FIGURA (5.1) (120)

N_T	Configuração	D_c/S	N_T	Configuração	D_c/S
1	1	1,000	63	3	9,082
2	2	2,000	64	2	9,186
3	3	2,154	69	3	9,326
4	2	2,732	70	2	9,660
7	1	3,000	73	1	9,718
8	2	3,646	74	2	9,888
10	2	4,000	76	2	10,000
12	3	4,056	85	1	10,166
13	1	4,464	88	2	10,644
14	2	4,606	92	2	10,848
19	1	5,000	96	4	11,038
22	2	5,582	102	3	11,264
23	4	5,770	104	2	11,536
24	2	6,000	109	1	11,584
27	3	6,034	110	2	12,000
31	1	6,292	114	3	12,016
37	1	7,000	121	1	12,136
38	2	7,244	126	2	12,532
42	3	7,430	129	3	12,718
44	4	7,764	130	2	12,790
48	2	8,000	131	4	12,906
55	1	8,212	133	4	12,948
56	2	8,810	135	4	13,032
57	4	8,858	136	2	13,124
60	2	8,938	139	1	13,166
61	1	9,000	141	3	13,220

continua

Tabela 5.2 (continuação)

N_T	Configuração	D_c/S	N_T	Configuração	D_c/S
151	1	13,490	262	2	17,822
154	2	14,000	264	2	18,000
156	3	14,012	270	3	18,010
158	2	14,076	274	4	18,198
163	1	14,114	276	3	18,244
168	3	14,316	283	1	18,436
170	2	14,528	284	2	18,578
174	3	14,614	288	2	18,692
176	4	14,812	295	1	18,776
178	2	14,892	301	1	19,000
187	1	15,000	306	3	19,148
188	4	15,344	313	1	19,330
190	4	15,414	316	2	19,520
199	1	15,422	321	3	19,584
202	2	15,798	324	2	19,736
206	2	15,934	325	4	19,862
208	2	16,000	327	3	19,904
211	1	16,100	329	4	19,994
212	2	16,132	330	2	20,000
213	3	16,144	333	3	20,008
217	4	16,256	337	1	20,078
219	3	16,275	339	3	20,218
220	2	16,524	349	1	20,288
225	3	16,534	351	4	20,640
230	2	16,716	352	2	20,672
235	1	16,874	361	1	20,698
241	1	17,000	362	4	20,944
246	3	17,290	364	2	20,974
253	1	17,370	367	1	21,000
254	2	17,644	372	2	21,074
258	2	17,704	376	2	21,224

continua

Tabela 5.2 (continuação)

N_T	Configuração	D_c/S	N_T	Configuração	D_c/S
378	3	21,232	468	2	23,606
379	1	21,298	472	2	23,650
380	4	21,366	475	1	23,716
382	4	21,390	476	2	23,870
384	3	21,428	480	2	29,914
390	3	21,526	482	2	24,000
392	2	21,664	483	4	24,060
394	4	21,802	499	1	24,066
396	2	21,808	504	3	24,438
397	1	21,880	506	2	24,516
400	2	21,952	511	1	24,580
406	2	22,000	514	2	24,644
409	1	22,072	518	2	24,812
421	1	22,166	520	4	24,848
426	3	22,572	522	3	24,860
433	1	22,634	524	4	24,974
434	2	22,794	526	4	25,016
437	4	22,858	528	3	25,028
442	2	22,932	530	2	25,062
447	3	23,030	534	3	25,110
450	2	23,114	540	3	25,194
453	3	23,120	547	1	25,332
455	4	23,288	550	2	25,556
459	3	23,300	559	1	25,576
461	4	23,422	562	2	25,880
463	4	23,466	564	4	25,934
465	3	23,480			

5.2 - Ponto de vista mecânico

5.2.1 - Dimensões e disposição dos tubos

O evaporador tipo filme descendente, ver figura (3.10), consiste essencialmente de um trocador tubular longo e vertical, com um separador vapor-líquido na parte inferior e um distribuidor para o líquido na parte superior. Existem entradas para a alimentação e para o vapor de aquecimento e saídas para o concentrado, para o condensado, para o vapor formado e para os gases não condensáveis. A solução de nitrato de uranila flui dentro dos tubos na forma de um filme descendente, paralelamente ao vapor formado. O vapor de aquecimento flui pelo lado externo aos tubos, paralelamente à solução.

Os comprimentos padrões de tubos em um

so e N_T o número de tubos.

5.2.2 - Escolha do material de construção

É necessário especificar o material de construção dos tubos do evaporador, posto que, a parede destes constitui uma resistência à transferência de calor que depende do material empregado.

A escolha do material depende principalmente do poder corrosivo da solução a ser tratada. A solução, como foi mostrado na tabela 3.1, possui uma concentração de ácido nítrico baixa sendo praticamente o único constituinte o nitrato de uranila em concentrações que variam de aproximadamente 0,2M na alimentação até um máximo de 1,7M no concentrado. Em termos de porcentagem em peso varia de 9,5 a 43%. As temperaturas de ebulição correspondentes a estas concentrações são aproximadamente 100,5 e 104°C (121).

A escolha inicial seria um dos aços inoxidáveis tipo austenítico pelas vantagens já citadas anteriormente. A tabela 3.4 serve como um guia geral na escolha do material, a menos de fatores variáveis, tais como, modificações de temperatura e concentração que afetam a resistência à corrosão.

A tabela 3.5 e os dados de RABALD⁷⁰ são os únicos valores encontrados com relação a taxas de corrosão de soluções de nitrato de uranila. De acordo com estes valores e a tabela 3.4, os aços tipos 304, 304L, 316 e 309S poderiam ser empregados. A composição destes aços pode ser vista na tabela 5.3.

Tabela 5.3

AÇOS INOXIDÁVEIS QUE PREENCHEM AS QUALIFICAÇÕES PARA SEREM EMPREGADOS
 NA CONSTRUÇÃO DO EVAPORADOR PARA A SOLUÇÃO DE NITRATO DE URANILA(122)

Tipo	Composição									
	C	Si	Mn	Cr	Ni	Mo	P	S	Fe	Nb
304	0,08(max)	1,00(max)	2,00(max)	18,00/20,00	8,00/11,00	-	0,045(max)	0,030(max)	bal.	-
304L	0,03(max)	1,00(max)	2,00(max)	18,00/20,00	8,00/12,00	-	0,045(max)	0,030(max)	bal.	-
309S	0,08(max)	1,00(max)	2,00(max)	22,00/24,00	12,00/15,00	-	0,045(max)	0,030(max)	bal.	-
316	0,08(max)	1,00(max)	2,00(max)	16,00/18,00	10,00/14,00	2,00/3,00	0,045(max)	0,030(max)	bal.	10xC

Entretanto, segundo JOYCE⁵⁹, o tipo 309S não é adequado para os tubos do trocador pois haveria contaminação do ferro. Como o tipo 304L é sempre aconselhado por diversos autores como JOYCE⁵⁹, SEEFELDT⁵ e SLANSKY⁶⁷ e é bastante resistente à solução de nitrato de uranila nas concentrações de operação, a escolha recai definitivamente neste tipo.

5.3 - Ponto de vista do processo

5.3.1 - Balanço de massa total

Conhecendo-se a vazão da alimentação, W_L , em kg/h, e o fator de redução de volume, FRV, definido como a razão da vazão de alimentação pela vazão de concentrado, W_C , tem-se que:

$$W_C = W_L / \text{FRV} \text{ (kg/h)}$$

Pode-se, então, calcular a vazão de vapor produzido:

$$W_V = W_L - W_C$$

5.3.2 - Balanco térmico total

Em um evaporador de um único efeito, o calor latente de condensação do vapor de aquecimento é transferido, através da superfície de aquecimento, para vaporizar a água de uma solução em ebulição. Dois balanços de entalpia são necessários, um para o lado do vapor de aquecimento e outro, para o lado da solução.

Para o balanço térmico total pode-se supor que não exista escape ou arraste, que o fluxo de não condensáveis seja desprezível e que as perdas de calor através do evaporador não precisem ser consideradas. O vapor de aquecimento pode estar ligeiramente superaquecido e o condensado, normalmente, deixa o evaporador a uma temperatura um pouco abaixo do ponto de ebulição. Tanto o superaquecimento como o subresfriamento são pequenos e pode-se desprezã-los ao se fazer o balanço(72).

Com estas suposições, a diferença entre as entalpias do vapor de aquecimento e de condensado é o calor latente de condensação do vapor, λ_S . Tem-se, então, para o lado do vapor de aquecimento:

$$Q_S = W_S (H_{\text{cond}} - H_S) = W_S \lambda_S \quad (5.1)$$

onde:

Q_S = calor transferido pelo vapor de aquecimento (kcal/h)

H_S = entalpia específica do vapor (kcal/kg)

H_{cond} = entalpia específica do condensado (kcal/kg)

W_S = vazão do vapor de aquecimento (kg/h).

A quantidade Q_s é negativa, posto que, é convencionalmente que o calor adicionado ao fluido através de uma superfície de controle seja positivo e o retirado, negativo.

O balanço de entalpia para o lado da solução é:

$$Q = (W_L - W_C)H_V - W_L H_L + W_C H_C$$

onde:

Q = calor transferido da superfície de aquecimento para a solução (kcal/h)

H_V = entalpia específica do vapor

H_L = entalpia específica da solução

H_C = entalpia específica do concentrado

Na ausência de perdas, o calor transferido do vapor de aquecimento para os tubos é igual ao calor transferido dos tubos para o líquido; $-Q_s = Q$, logo:

$$Q = W_S \lambda_S = (W_L - W_C)H_V - W_L H_L + W_C H_C \quad (5.2)$$

As entalpias H_V , H_L e H_C dependem das características da solução a ser concentrada. Para soluções que possuam calores de solução desprezíveis, as entalpias H_L e H_C podem ser calculadas a partir dos calores específicos, escolhendo-se uma temperatura de referência na qual as entalpias são calculadas. O concentrado e o vapor deixam o espaço de vapor em equilíbrio e a temperatura de ambos é t_v . A escolha mais conveniente é

então t_V . Assim, a entalpia do concentrado, H_C , é igual a zero e o termo $W_C H_C$ desaparece. A entalpia, H_L , da alimentação pode ser calculada a partir do calor específico suposto constante no intervalo t_L e t_V , onde t_L é a temperatura da alimentação (72):

$$H_L = C_p (t_L - t_V)$$

onde:

C_p = calor específico da alimentação (kcal/kg^oC).

O calor específico de uma solução com calor de solução desprezível é uma função linear da concentração. Conhecendo-se o calor específico a uma dada concentração o calor específico em uma outra concentração pode ser facilmente calculado (72).

A entalpia H_V é igual à entalpia do vapor menos a entalpia da água líquida na temperatura t_V . Se a elevação do ponto de ebulição devido à presença de soluto for grande, o vapor que deixa a solução está superaquecido de uma quantidade igual à elevação do ponto de ebulição. A entalpia H_V é então igual à do vapor superaquecido menos a da água na temperatura t_V . A equação (5.2) torna-se então:

$$Q = W_S \lambda_S = (W_L - W_C)(H_V - H_{H_2O}) + W_L C_p (t_V - t_L)$$

Na prática, entretanto, é suficientemente preciso e mais simples, usar para H_V o calor latente de vaporização da água, λ , na pressão do espaço de vapor. O erro desta suposição é subestimar o valor de H_V de uma

quantidade, em Btu/lb, aproximadamente igual à metade da elevação do ponto de ebulição em °F. Tem-se, finalmente (72):

$$Q = (W_L - W_C)\lambda + W_L C_p (t_V - t_L) \quad (5.3)$$

5.3.3 - Transferência de calor entre fluidos e superfícies sólidas (74)

A taxa de transferência de calor entre uma superfície sólida e um líquido fluindo sobre ela é dada por:

$$Q = hA\Delta t$$

onde Δt é a queda de temperatura entre a parede e o líquido em °C, A é a área de transferência de calor em m^2 e h o coeficiente de transferência de calor em $kcal/(h.m^2.°C)$.

No caso de trocadores de calor, é conveniente combinar os dois coeficientes de transferência de calor, isto é, do vapor de aquecimento e da solução a ser evaporada com a resistência térmica da parede do tubo para dar um único parâmetro, ou seja, o coeficiente total de transferência de calor. Para um trocador de calor onde o fluido quente flui pelo lado externo e o frio pelo interno,

$$Q = \frac{\Delta t}{1/h_f A_i + R_p + 1/h_o A_o} \quad (5.4)$$

onde:

A_i = área de fluxo de calor no lado interno

A_o = área de fluxo de calor no lado externo

h_f = coeficiente de transferência de calor no lado interno

h_o = coeficiente de transferência de calor no lado externo

R_p = resistência térmica da parede.

Têm-se, então, três resistências em série: a resistência térmica do lado do fluido quente, $1/h_o A_o$, a resistência da parede R_p e a resistência do fluido frio, $1/h_f A_i$.

O coeficiente total de transferência de calor deve ser baseado na área interna ou externa. O mais comum é baseá-lo na área interna. Multiplicando-se o numerador e o denominador da equação (5.4) pela área interna,

$$Q = \frac{A_i \Delta t}{1/h_f + A_i R_p + A_i/h_o A_o}$$

pode-se definir o coeficiente total de transferência de calor como,

$$U_i = \frac{1}{1/h_f + A_i R_p + A_i/h_o A_o} \quad (5.5)$$

logo,

$$Q = U_i A_i \Delta t \quad (5.6)$$

A equação(5.6) se aplica somente quando a queda de temperatura é constante em toda a superfície de aquecimento. Quando isto não acontece a equação deve ser modificada usando-se uma queda de temperatura média, Δt_m , em lugar de Δt . Para casos em que o coeficiente total e o calor específico de ambos os fluidos possam ser considerados constantes através de um trocador, em que o fluido quente esteja sendo resfriado de T_1 a T_2 transferindo calor a um fluido frio que será aquecido de t_1 a t_2 ,

$$Q = U_i A_i \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln(\Delta t_1 / \Delta t_2)} \quad (5.7)$$

onde:

$$\Delta t_1 = T_1 - t_1$$

$$\Delta t_2 = T_2 - t_2$$

Fazendo

$$\Delta t_m = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln(\Delta t_1 / \Delta t_2)} \quad (5.8)$$

define-se a taxa de transferência de calor como:

$$Q = U_i A_i \Delta t_m \quad (5.9)$$

A equação(5.6) pode, entretanto, ser aplicada se a superfície de aquecimento for dividida em um grande número de segmentos pequenos, a equação calculada para cada segmento e integrada para todo o comprimento da superfície.

Quando o equipamento de transferência de calor está funcionando há algum tempo, haverá deposição de incrustações nas superfícies interna e externa dos tubos, criando mais duas resistências que devem ser incluídas no cálculo do coeficiente total. As duas resistências adicionais reduzem o valor original de U_i e a quantidade de calor necessária não é mais transferida através da superfície A_i . Para prever esta eventualidade, é comum no projeto do equipamento considerar a deposição de incrustações introduzindo-se uma resistência R_d , chamada fator de incrustação (*fouling factor*). O valor de U_i obtido pela equação (5.6) é considerado o coeficiente total para o tubo limpo, representado por U_{iC} . O coeficiente total incluindo as resistências devidas à incrustações é representado por U_D . O valor de A_i correspondente a U_D ao invés de U_{iC} , será a área do equipamento a ser construído. A relação entre U_{iC} e U_D é:

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{U_{iC}} + R_{di} + R_{do}$$

ou, fazendo $R_{di} + R_{do} = R_d$, o que introduzirá um erro menor que 1% (73):

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{U_{iC}} + R_d \quad (5.10)$$

5.3.4 - Cálculo da queda de temperatura na parede dos tubos

A relação básica de fluxo de calor por condução é a proporcionalidade entre a taxa de fluxo de calor através de uma superfície isotérmica e o gradiente de temperatura na superfície (72). Esta generalização que se aplica a qualquer lugar de um corpo e em qualquer tempo é chamada lei de Fourier. Ela pode ser escrita do seguinte modo:

$$\frac{dQ}{dA} = - k_p \frac{dt}{dn}$$

onde:

A = área da superfície (m^2)

n = distância medida normalmente à superfície (m)

Q = taxa de transferência de calor na direção normal à superfície (kcal/h)

t = temperatura da superfície $^{\circ}C$

k_p = condutividade térmica da parede (kcal/ $m^{\circ}C$).

No caso de um cilindro ôco de raio interno r_w à temperatura t_w , raio externo r_{wo} à temperatura t_{wo} e comprimento Z tem-se:

$$A = 2\pi rZ$$

$$dn = dr$$

$$\int_{r_w}^{r_{wo}} \frac{dr}{r} = + \frac{2\pi Z k_p}{Q} \int_{t_{wo}}^{t_w} dt$$

Integrando,

$$\Delta t_w = t_w - t_{wo} = \frac{Q}{2\pi Z k_p \ln(r_{wo}/r_w)}$$

que pode ser escrita do seguinte modo:

$$\Delta t_w = \frac{Q(r_{wo} - r_w)}{k_p A_m} = \frac{Q}{R_p} \quad (5.11)$$

em que:

$$A_m = \frac{2\pi Z(r_{wo} - r_w)}{\ln(r_{wo}/r_w)} \quad (5.12)$$

é a área de um cilindro de comprimento Z e raio r_m , sendo:

$$r_m = \frac{r_{wo} - r_w}{\ln(r_{wo}/r_w)} = \frac{r_{wo} - r_w}{2,303 \log(r_{wo}/r_w)}$$

A condutividade térmica da parede, k_p , pode ser calculada na temperatura média (97)

$$t_m = \frac{t_w + t_{wo}}{2}$$

5.3.5 - Cálculo da queda de temperatura e do coeficiente de transferência de calor do lado do vapor de aquecimento

Os coeficientes de transferência de calor, associados à condensação de vapor, são bastante altos comparados a outros meios de aquecimento. É, comum adotar um valor convencional e conservativo, visto que, ele nunca é o coeficiente que controla a evaporação. KERN⁷³ aconselha um valor igual a 7320 kcal/(h.m².°C) (1500 Btu/(h.ft².°F)) para a condensação de vapor, independente de sua localização no trocador.

No entanto, considerando que a condensação se dará principalmente na forma de filme, porque o aço inoxidável adotado como material de construção não tende a formar condensação em gotas, que o condensado será continuamente removido e que haverá exaustão contínua dos gases não condensáveis, optou-se por calcular o coeficiente segundo as fórmulas aconselhadas por McADAMS⁹¹. Assim, para Re > 1800 é usada a equação de Kirkbridge-Badger (apud McADAMS⁹¹), equação (4.53):

$$h_m = 0,0077 \left(\frac{k_c^3 \rho_c^2 g}{\mu_c^2} \right)^{-1/3} \left(\frac{3\Gamma}{\mu_c} \right)^{0,4}$$

onde o subíndice c indica condensado. Para Re < 1800, é usado um valor 28% maior que o calculado para equação de Nusselt, equação (4.52), ou seja:

$$h_m = 1,88 \left(\frac{k_c^3 \rho_c^2 g}{\mu_c^2} \right)^{1/3} \left(\frac{4\Gamma}{\mu_c} \right)^{-1/3}$$

Como os coeficientes de transferência de calor são altos, a queda de temperatura será baixa e pode-se desprezar a variação das propriedades do condensado com a temperatura se este for removido em intervalos pequenos do tubo. Tem-se, então, que:

$$\Delta t_v = \frac{Q}{A_o \cdot h_m}$$

5.3.6 - Modelo teórico do mecanismo de transferência de calor na evaporação em filme descendente

3.5.6.1 - Modelo básico

A figura (5.2) ilustra a definição do coeficiente de transferência de calor, h_f , através do filme líquido. Se t_w é a temperatura da parede interna do tubo e t_v a temperatura do filme perto da interface líquido-vapor, ou nela,

$$\Delta t_f = t_w - t_v$$

$$h_f = \frac{q}{\Delta t_f}$$

Como foi visto no capítulo anterior, o mecanismo de transferência de calor é de natureza convectiva, posto que, o coeficiente praticamente não varia com o aumento da taxa de calor.

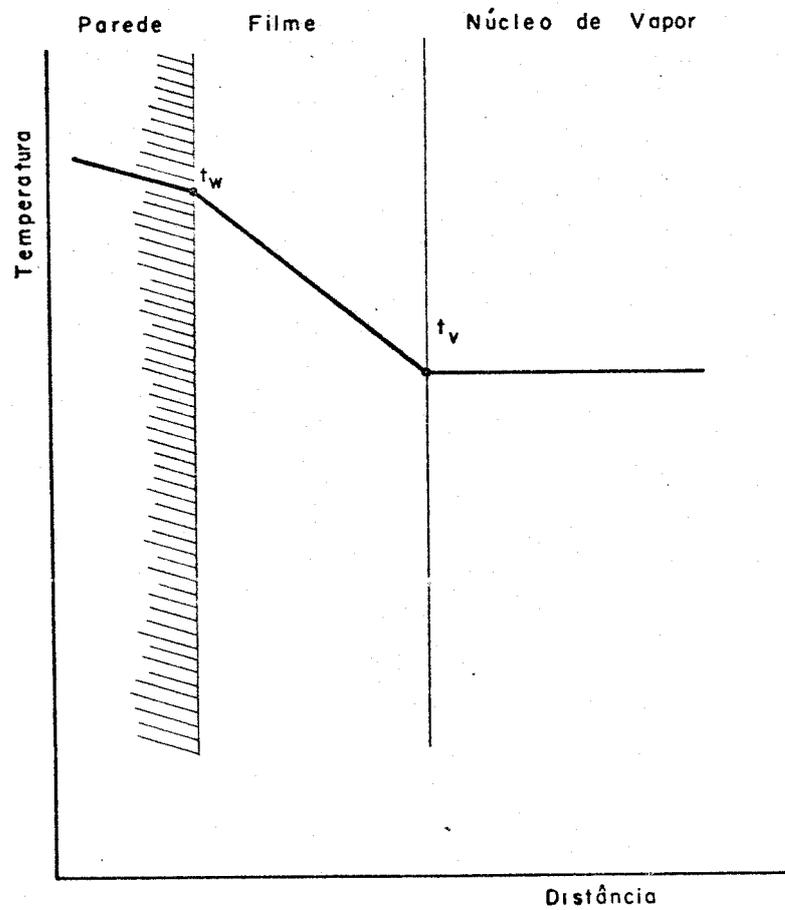


Figura (5.2) - Variação da temperatura com a distancia radial a partir da parede interna dos tubos do evaporador (77) .

A teoria utilizada para se calcular o coeficiente de transferência de calor será a de ANDERSON⁹³ e colaboradores. Para se calcular o coeficiente é necessário calcular a espessura do filme líquido e para isto será utilizada a teoria de ANDERSON-MANTZOURANIS⁸⁵.

A teoria para o cálculo do coeficiente de transferência de calor supõe que a alimentação entre no ponto de ebulição e é baseada na solução direta de equações básicas de quantidade de movimento e transferência de calor. A utilizada para o cálculo da espessura não necessita nenhuma constante a ser determinada experimentalmente e foi desenvolvida para se calcular o *hold-up* líquido conhecendo-se a queda de pressão e as variáveis de fluxo para o caso de fluxo anular bifásico em tubos verticais lisos. Mostra-se que os padrões de fluxo caem em duas categorias, ou seja, fluxo anular onde o núcleo é ocupado pela fase gasosa e fluxo não anular onde o líquido enche o tubo e interrompe o núcleo gasoso. A teoria é válida apenas para fluxo anular e prediz o ponto onde este tipo de fluxo se interrompe. O cálculo do gradiente de pressão depende da correlação do fator de atrito entre as fases líquida e gasosa. Supõe-se que ele seja uma função do número de Reynolds do núcleo gasoso e da rugosidade hidráulica efetiva da superfície líquida. Para seu cálculo correto seria necessário um estudo de talhado da forma e tamanho das ondas na interface, o que não foi feito pelos autores. A teoria prova ainda que a tensão de cisalhamento na parede devido ao filme líquido não é a mesma que para o tubo cheio com a mesma velocidade média de escoamento.

Apesar das limitações parece que as teorias podem ser aplicadas ao cálculo teórico do evapora

dor tipo filme descendente. Para isto, deve-se ter em mente que os coeficientes de transferência de calor são essencialmente coeficientes locais. O valor médio do coeficiente em relação a todo o comprimento do tubo deve ser calculado integrando-se todos os coeficientes locais.

Para fins de cálculo, o comprimento do tubo deve ser dividido em partes suficientemente pequenas para que o coeficiente de transferência de calor possa ser considerado constante em cada secção transversal de comprimento ΔZ e para que as suposições da teoria possam ser consideradas válidas no caso, ou seja, para cada ΔZ :

- a espessura da camada líquida é constante e
- as propriedades físicas são constantes.

Supõe-se, ainda, que o gradiente de pressão normal ao eixo do tubo seja nulo, que não haja deslizamento entre o líquido e o vapor na interface, que a superfície dos tubos seja hidraulicamente lisa e que não exista fase dispersa na corrente gasosa (85,93).

Os cálculos para cada ΔZ devem-se iniciar com o cálculo do *hold-up*, R_L , através de um processo iterativo. Para isto, escolhe-se um valor de R_L . Com este valor calcula-se a espessura correspondente do seguinte modo, ver figura (4.4):

$$R_L = \frac{A_{XL}}{A_{XT}} \quad (5.13)$$

como $A_{XT} = \pi r_w^2$:

$$A_{XL} = R_L \cdot A_{XT} \quad (5.14)$$

$$A_{XV} = A_{XT} - A_{XL} \quad (5.15)$$

logo,

$$r_i = \sqrt{\frac{A_{XV}}{\pi}} \quad (5.16)$$

e

$$y_i = r_w - r_i \quad (5.17)$$

Em seguida calculam-se as quedas de pressão para as fases líquida e gasosa, como será descrito posteriormente. Tem-se, então, o valor da tensão de cisalhamento na parede, τ_w . Com τ_w calculam-se

$$u^* = \sqrt{\frac{\tau_w}{\rho_L}} \quad (5.18)$$

$$Re^* = \frac{\rho_L u^* y_i}{\mu_L} \quad (5.19)$$

e

$$y_i^+ = \frac{y_i Re^*}{r_w} \quad (5.20)$$

Em seguida, calcula-se

$$W_{\ell}^{+} = \frac{25}{2} - \frac{125}{3Re^{*}} \quad (5.21)$$

$$W_b^{+} = 5 \left[30 \ln 6 - \frac{1}{Re^{*}} \left(450 \ln 6 + \frac{875}{4} \right) \right] \quad (5.22)$$

$$W_t^{+} = y_i^{+} (2,5 \ln y_i^{+} + 3) - y_i^{+2} (1,25 \ln y_i^{+} + 2,13) + \quad (5.23)$$

$$+ \frac{5737}{Re^{*}} - 345$$

Sabe-se, ainda, que:

$$W^{+} = W_{\ell}^{+} + W_b^{+} + W_t^{+} \quad (5.24)$$

ou

$$W^{+} = \frac{W_L}{2\pi r_w \mu_L} \quad (5.25)$$

sendo W_L calculado através do título termodinâmico, equação (4.2), para cada ΔZ .

Após calculados, os dois valores de W^{+} são comparados. Não sendo iguais tenta-se novo R_L . Sendo iguais tem-se o valor de Re^{*} e, conseqüentemente, o valor de y_i correto.

Passa-se, então, ao cálculo do coeficiente de transferência de calor e da queda de temperatura através do filme líquido.

A analogia entre quantidade de movimento e transferência de calor é, agora, usada para calcular os coeficientes de transferência de calor, para o caso de fluxo anular, com transferência de calor sem nucleação na parede do tubo, quando a alimentação entra no ponto de ebulição.

Para isto calcula-se com as fórmulas já deduzidas no capítulo 4,

$$t_{\ell}^+ = - \text{PrRe}^* \ln \left(1 - \frac{5}{\text{Re}^*} \right) \quad (5.26)$$

Com,

$$B = 4 \left(\frac{1}{\text{Pr}} - 1 \right)$$

$$E = \frac{(\tau_i / \tau_w) - 1}{5y_i^*}$$

$$\Delta t_b^* = \left[\frac{1}{(0,04+BE)^{1/2}} \ln \frac{2Ey^+ + 0,2 - (0,04+BE)^{1/2}}{2Ey^+ + 0,2 + (0,04+BE)^{1/2}} \right]_{y^+=5}^{y^+=30} \quad (5.27)$$

$$\Delta t_t^* = 2,5 \ln \frac{y_i^+ + 30 \left[(\tau_i / \tau_w) - 1 \right]}{30\tau_i / \tau_w} \quad (5.28)$$

$$\Delta t^* = \Delta t_{\ell}^* + \Delta t_b^* + \Delta t_t^* \quad (5.29)$$

$$h_f = \frac{\rho_L C_p u^*}{\Delta t^*} \quad (5.30)$$

$$\Delta t_f = \frac{q_w}{h_f} \quad (5.31)$$

Para condições de fluxo com as quais seja impossível obter um acordo entre os valores de y_i^+ estimados e calculados, para qualquer valor razoável de R_L , considera-se que prevalece o fluxo bolsão. A teoria não se aplica quando u^* se torna menor ou igual a zero ou quando ocorre nucleação na parede do tubo (93).

O cálculo de Δt_f resolve o problema de transferência de calor, posto que, com ele pode-se calcular a temperatura da parede interna:

$$t_w = t_v + \Delta t_f \quad (5.32)$$

A transferência de calor ocorre somente através do filme com uma queda de temperatura Δt_f . Entretanto, no projeto de um evaporador a diferença de temperatura importante é entre a temperatura da parede e a temperatura de saturação do espaço de vapor, corrigida para a elevação do ponto de ebulição, $\Delta t_{cor.}$ (77). Deve-se chamar a atenção para o fato de que em um evaporador tipo filme descendente, $\Delta t_{cor.}$ não é a queda de temperatura através do filme mas, simplesmente, uma di

ferença entre duas temperaturas. Mais ainda, a temperatura de saturação do espaço de vapor corrigida para a elevação do ponto de ebulição possui a vantagem de poder ser facilmente medida e os coeficientes de transferência de calor baseados nela constituem a maneira geralmente utilizada de relacionar as informações relativas à transferência de calor. Tem-se, então, que:

$$\Delta t_{\text{cor.}} = t_w - (t_{\text{EV}} + \Delta t_{\text{EPE}}) \quad (5.33)$$

onde:

t_{EV} = temperatura de saturação do espaço de vapor

t_{EPE} = elevação do ponto de ebulição.

A diferença, $t_w - t_{\text{EV}}$, é comumente chamada diferença de temperatura aparente.

As propriedades físicas e químicas do líquido podem ser calculadas, segundo KAYS⁸³, a uma temperatura média, t_m , definida pela equação:

$$\frac{t_m - t_w}{t_v - t_w} = 0,833$$

A dedução desta equação é baseada na suposição de que o perfil de temperatura varie com a potência 1/7, para números de Prandtl não muito diferentes de 1.

5.3.6.2 - Modelo de queda de pressão longitudinal

As quedas de pressão serão calculadas segundo ANDERSON-MANTZOURANIS⁸⁵, (ver capítulo 4), considerando fluxo descendente e desprezando o termo relativo à transferência de massa na interface.

Como o fluxo é descendente os termos devidos à aceleração da gravidade mudam de sinal. Assim, para a fase gasosa,

$$\frac{dP_T}{dz} = \frac{dP_{fV}}{dz} + \frac{dP_{aV}}{dz} + g\rho_V \quad (5.34)$$

Supondo nulo o gradiente de pressão perpendicular ao eixo do tubo, a queda de pressão total da fase gasosa será igual à da fase líquida. Pode-se, então, calcular a tensão de cisalhamento na parede através da equação da quantidade de movimento para a fase líquida:

$$\tau_w = \frac{r_w R_L}{2} \left(\frac{-1}{R_L} \frac{dP_{fL}}{dz} + \frac{dP_{aL}}{dz} + g\rho_L - \frac{dP_T}{dz} \right) \quad (5.35)$$

Nas equações (5.34) e (5.35),

$$-\frac{dP_{aV}}{dz} = \frac{G_V^2}{\rho_V R_V} \frac{d}{dz} \left(\ln \frac{G_V^2}{R_V \rho_V} \right)$$

onde $R_V = 1 - R_L$

$$-\frac{dP_{aL}}{dZ} = \frac{G_L^2}{\rho_L R_L} \frac{d}{dZ} \left(\ln \frac{G_L^2}{R_L \rho_L} \right)$$

$$-\frac{dP_{fL}}{dZ} = f_L \frac{G_L^2}{\rho_L r_w}$$

$$-\frac{dP_{fV}}{dZ} = f_V \frac{G_V^2}{\rho_V r_i}$$

Pode-se, então, calcular

$$\tau_i = - \frac{dP_{fV}}{dZ} \cdot \frac{A_{si}}{A_{XV}}$$

onde A_{si} = área de cisalhamento por unidade de comprimento do tubo.

Como foi visto no capítulo 4, não existe uma correlação universal para f . Para a fase líquida foram utilizadas as fórmulas aconselhadas por FAJEAU¹¹², em cada ΔZ do tubo, fórmulas (4.78), (4.79), (4.80), e para a fase gasosa a fórmula de WALLIS¹¹⁵:

$$f = f_F \left[1 + 75(1 - \alpha) \right] \quad (5.36)$$

onde f_F = fator de atrito calculado pelas fórmulas de FAJEAU para a fase gasosa.

5.3.6.3 - Elevação do ponto de ebulição

Conforme o modelo teórico, figura (5.2) , $\Delta t_f = t_w - t_v$. A temperatura t_v , deve ser calculada a partir da pressão de vapor local P_v . Esta pressão é igual à pressão do espaço de vapor mais qualquer queda de pressão causada pelo atrito, aceleração e elevação.

Seja a função geral

$$t = f(P)$$

a equação da temperatura em função da pressão de vapor do solvente volátil. Se a fase vapor nos tubos do evaporador for vapor saturado, $t_v = f(P_v)$. Entretanto, para soluções em ebulição, o vapor em equilíbrio está a uma temperatura um pouco maior que a correspondente à pressão de vapor do solvente volátil, $t_v > f(P_v)$. Este aumento da temperatura é devido a duas causas: presença de bolhas e presença de soluto.

Seja uma bolha de raio r em equilíbrio com a fase líquida circundante. Seja P' a pressão do vapor dentro da bolha. Seja P_v a pressão do líquido que é a mesma da fase vapor em equilíbrio. Um balanço de forças de tensões tangenciais na superfície da bolha leva à relação já conhecida, equação (4.73):

$$2\pi r\sigma = (P' - P_v)\pi r^2$$

$$P' - P_V = \frac{2\sigma}{r} \quad (5.37)$$

A presença de soluto torna a pressão de vapor da solução menor que a do solvente puro. Isto faz com que o vapor em equilíbrio esteja superaquecido, ou seja, que sua temperatura seja maior por uma diferença correspondente à elevação do ponto de ebulição, Δt_{EPE} . Sendo t_V e P'' a temperatura e pressão, respectivamente, do vapor em equilíbrio com o líquido:

$$\Delta t_{EPE} = t_V - f(P'') \quad (5.38)$$

Considere-se agora, a ação tanto da bolha como do soluto ocorrendo simultaneamente. O vapor em equilíbrio com o líquido em ebulição está na forma de bolhas; então P' é igual a P'' . Combinando-se as equações (5.37) e (5.38) chega-se à conclusão de que, neste caso, a elevação do ponto de ebulição devido à presença de bolhas e soluto são aditivas (77):

$$t_V = f\left(P_V + \frac{2\sigma}{r}\right) + \Delta t_{EPE}$$

Assim, $f(P_V)$ é a temperatura aparente do vapor e $f(P_V) + \Delta t_{EPE}$ a temperatura corrigida.

Na indústria, o termo $2\sigma/r$ geralmente não é considerado porque na maioria dos casos ele é desprezível, exceto para bolhas muito pequenas e porque existem muito poucas informações relativas ao tamanho e com

portamento das bolhas em evaporadores comerciais. Entretanto, SINEK⁷⁷ provou que, no caso de evaporação em filme, este termo não pode ser desprezado sem introduzir erros bastante grandes. Baseado nas observações de KARETNIKOV¹¹⁶ e RICHKOV-POSPELOV¹¹⁷ em relação ao tamanho das bolhas, SINEK (op.cit) considerou que elas se tornam estáveis quando atingem as mesmas proporções da espessura do filme, ou seja, quando seu diâmetro for igual a δ .

Calculando-se a espessura do filme e a tensão superficial da solução pode-se calcular $2\sigma/r$. Como $r = 2r_h$ e $\delta = 2r$,

$$\delta = 4r_h$$

e

$$\frac{2\sigma}{r} = \frac{4\sigma}{\delta}$$

A utilização deste modelo implica que as várias suposições postuladas por SINEK (op.cit) e SINEK-YOUNG¹¹⁸ (ver item 4.6) baseadas nas observações de KARETNIKOV e RICHKOV-POSPELOV (op.cit) devam ser observadas. O modelo não contém nenhuma sugestão relativa à forma, temperatura e pressão da parte da bolha que está próxima à parede. Também não considera a fração de vapor que entra no núcleo pela evaporação da interface plana e a fração que entra no núcleo quando as bolhas emergem e se arrebatam.

A transferência de calor não ocorre apenas quando as bolhas se arrebatam porque, de acordo com o modelo proposto, o líquido na interface está superaque

cido e irá espontaneamente formar vapor superaquecido na mesma temperatura e pressão. Isto constitui uma força diretora que impele o líquido a perder entalpia para o núcleo de vapor.

A termodinâmica deste fato pode ser facilmente ilustrada por um diagrama temperatura - entropia, t .vs. S , figura (5.3). A curva $t - S$ é a de equilíbrio vapor-líquido de uma solução tendo uma elevação do ponto de ebulição Δt_{EPE} .

O ponto A representa a condição do líquido superaquecido perto da interface; o ponto B representa a condição do vapor superaquecido no núcleo.

Podem-se escrever as seguintes relações em termos de energia livre, F :

$$F_{B'} - F_{A'} = 0 \quad (\text{equilíbrio})$$

$$F_B - F_{B'} = \int_{P_1}^{P_2} v_V dP \quad (\text{expansão monofásica isotérmica reversível})$$

$$F_A - F_{A'} = \int_{P_1}^{P_2} v_L dP \quad (\text{expansão monofásica isotérmica reversível})$$

$$\Delta F = F_B - F_A = \int_{P_1}^{P_2} (v_V - v_L) dP < 0 \quad (\text{processo espontâneo})$$

Assim, o líquido superaquecido (A) é espontaneamente transformado em vapor superaquecido (B).

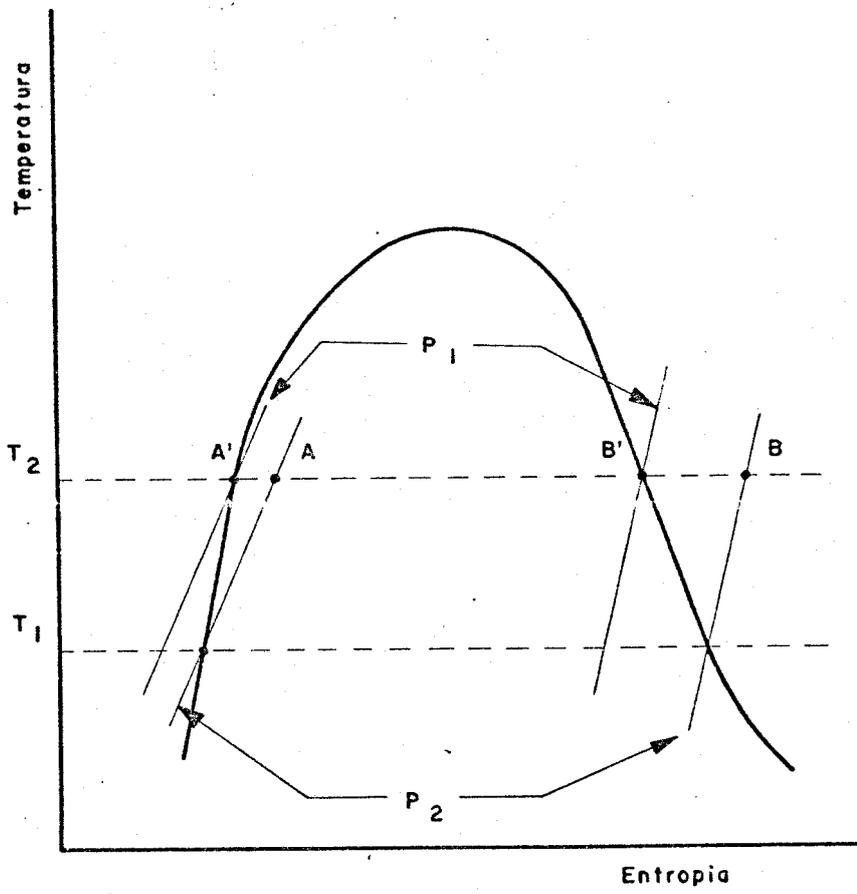


Figura (5.3)- Diagrama Temperatura - entropia (77).

5.4 - A solução de nitrato de uranila

Os compostos de nitrato de uranila são muito usados na extração do urânio com solventes orgânicos, principalmente no reprocessamento de combustíveis irradiados. Assim, a estrutura dos hidratos de nitrato de uranila e seus solvatos tem sido estudada com detalhes.

Já foi provada experimentalmente a existência do nitrato de uranila anídrido, $UO_2(NO_3)_2$ como tam**ê**m de seus hidratos $UO_2(NO_3)_2 \cdot 2H_2O$, $UO_2(NO_3)_2 \cdot 3H_2O$ e $UO_2(NO_3)_2 \cdot 6H_2O$. A existência do nitrato de uranila mono-hidratado não pode ser considerada como completamente estabelecida (123,124). Os nitratos hidratados não podem ser desidratados porque a perda das moléculas de água durante a aquecimento somente se dá através da decomposição do nitrato; a mesma decomposição ocorre quando os nitratos são aquecidos em uma corrente de vapor de HNO_3 ou de NO_2 e CO_2 (123).

O nitrato de uranila se dissolve rapidamente na água. O diagrama de fases do sistema nitrato de uranila-água pode ser visto na figura (5.4). O nitrato de uranila hexa-hidratado se separa da solução à temperatura ambiente; o tri-hidratado acima de 60°C e o di-hidratado acima de 120°C.

A formação dos hidratos em solução é influenciada pela quantidade de ácido nítrico; quanto maior sua concentração menos moléculas de água tomam parte na formação do hidrato. As condições para a cristalização dos hidratos com relação à quantidade de ácido nítrico na solução são dadas na tabela 5.4.

Um diagrama de fases do sistema $UO_2(NO_3)_2 - HNO_3 - H_2O$, mostrando as isotérmicas do ponto de ebulição, pode ser visto na figura (5.5).

As propriedades físicas e químicas das correntes em um processo de recuperação por extração com solvente são de grande importância em considerações de laboratório como, também, nos projetos de engenharia. Os pontos de ebulição e de congelamento são importantes no projeto de equipamentos e na disposição de rejeitos. As viscosidades, densidades e condutividades das correntes do processo entram nos cálculos do projeto de equipamentos e considerações teóricas do mecanismo de extração por solvente.

As propriedades podem ser dadas na forma de gráficos, tabelas ou equações. Frequentemente para economizar espaço os dados são sintetizados na forma de equações com os coeficientes na forma de tabelas. Como as propriedades serão utilizadas em um programa de com

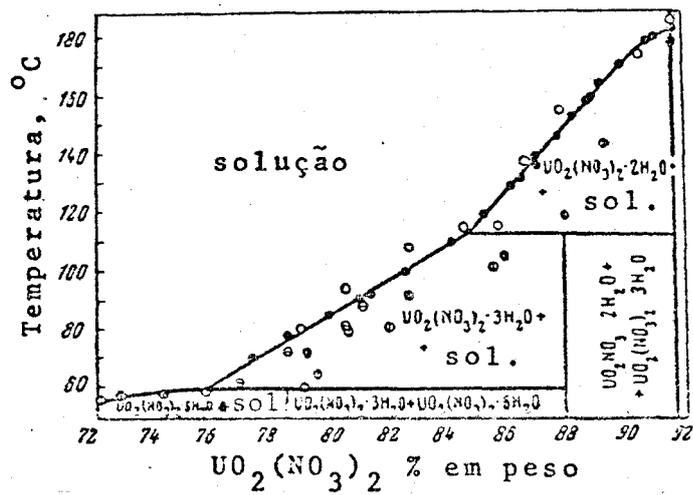


Figura (5.4) - Diagrama de fases do sistema nitrato de uranila-água (123).

Tabela 5.4

O SISTEMA $\text{UO}_2(\text{NO}_3)_2 - \text{HNO}_3 - \text{H}_2\text{O}$ a 25°C (123)

$\text{UO}_2(\text{NO}_3)_2$	HNO_3	Fase	$\text{UO}_2(\text{NO}_3)_2$	HNO_3	Fase
% em peso		Sólida	% em peso		Sólida
			36,28	32,31	
			27,18	46,12	
56,08	0		25,79	50,43	$\text{UO}_2(\text{NO}_3)_2 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$
40,36	12,35		26,77	53,20	
30,29	25,14		27,49	53,71	
29,65	28,67	$\text{UO}_2(\text{NO}_3)_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$			
31,27	29,84		27,24	55,24	
36,72	30,43		23,65	60,38	
37,99	30,15		22,29	66,71	$\text{UO}_2(\text{NO}_3)_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$
			22,49	68,83	

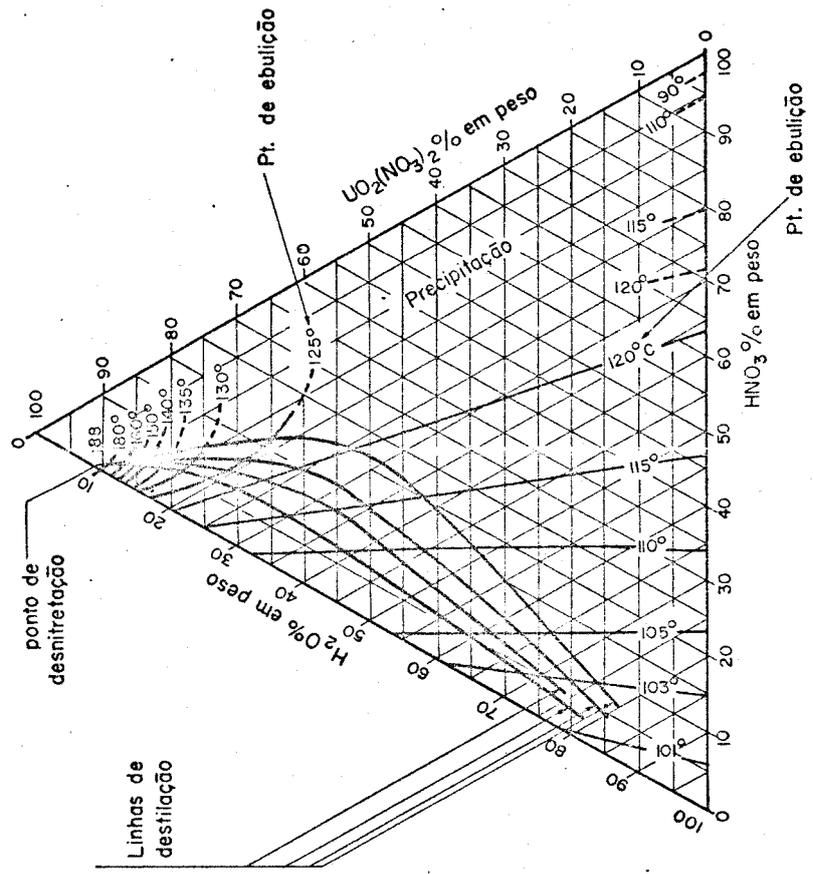


Figura (5.5) – Diagrama de fases do Sistema $UO_2(NO_3)_2 - HNO_3 - H_2O$ (121).

putador, tentou-se colocá-las na forma de equações e , quando isso não foi possível, na forma de tabelas. Verificou-se pela bibliografia encontrada que os valores das propriedades variam bastante de autor para autor, que algumas foram determinadas apenas para o sistema $UO_2(NO_3)_2 - H_2O$ e outras determinadas apenas a $25^\circ C$. Não foram encontrados na bibliografia valores da condutividade térmica e da entalpia.

As temperaturas de cristalização não serão utilizadas diretamente nos cálculos, mas é importante conhecê-las, principalmente quando se trata de um problema de evaporação. A cristalização pode causar problemas sérios como entupimento das tubulações e perigos de criticalidade se a concentração atingir um valor superior ao necessário para iniciar uma reação em cadeia. As temperaturas de cristalização de certas soluções de nitrato de uranila-ácido nítrico em água são dadas na tabela 5.5 e figura (5.6). A temperatura de cristalização do ácido nítrico, inicialmente, diminui com a adição de nitrato de uranila; posteriormente, um aumento da concentração do urânio resulta em um aumento da temperatura de cristalização. Por analogia com as curvas do ponto de congelamento dos sistemas $HNO_3 - H_2O$, conclui-se que os sistemas $UO_2(NO_3)_2 - HNO_3 - H_2O$ dão origem a um eutético; de um lado do ponto eutético tem-se o nitrato de uranila hexa-hidratado e do outro provavelmente um nitrato complexo (125). As temperaturas de cristalização passam por um máximo que parece se deslocar para concentrações mais baixas de ácido à medida que a concentração de urânio aumenta. As soluções de nitrato de uranila possuem uma grande tendência ao super congelamento e podem ser resfriadas a uma temperatura muito mais baixa que a temperatura de cristalização sem a for

Tabela 5.5

TEMPERATURAS DE CRISTALIZAÇÃO ($^{\circ}\text{C}$) DE SOLUÇÕES DE
 $\text{UO}_2(\text{NO}_3)_2 - \text{HNO}_3 - \text{H}_2\text{O}$ (125)

U (g/l)	Concentração de ácido nítrico (M)											
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	
0	0	- 5	- 8	-14	-20	-27	-38					
100	- 1	- 6	-12	-16	-27	-39	-18	+ 3	+ 5	+ 5	+ 3	
150	- 2	- 7	-14	-20	-32	- 5	+ 4	+ 9	+10	+ 8	+ 6	
200	- 4	-10	-18	-26	- 5	+ 7	+12	+15	+17	+15	+12	
250	- 6	-13	-22	- 8	+ 6	+15	+19	+20	+20	+18	+15	
300	- 8	-17	- 9	+ 5	+15	+21	+23	+24	+23	+20	+17	
350	-11	-19	+ 5	+14	+21	+26	+27	+27	+25	+22	+24	
400	-16	- 2	+14	+21	+27	+30	+30	+29	+27	+24	+29	
500	+ 3	+18	+27	+31	+34	+35	+36					

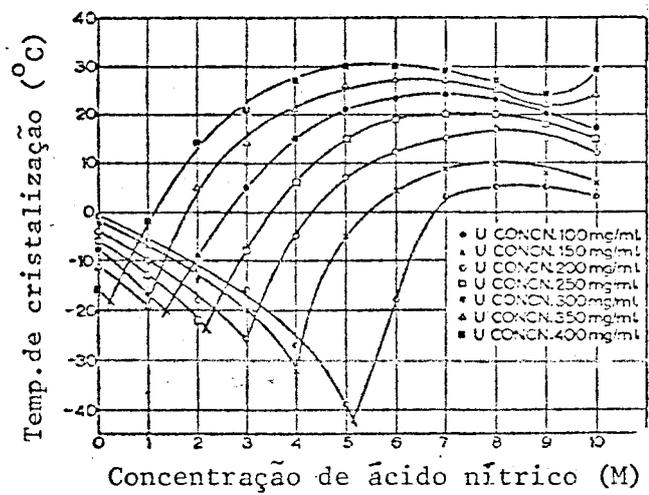


Figura (5.6) - Temperatura de cristalização de soluções de nitrato de uranila-ácido nítrico (125).

mação de cristais.

A decomposição térmica das soluções é, também, muito importante. Os resultados deste estudo para temperaturas acima de 100°C são dados na tabela 5.6.

As viscosidades das soluções de $UO_2(NO_3)_2$ - HNO_3 - H_2O em função da concentração a 25°C, podem ser calculadas pela equação (119):

$$\begin{aligned} \ln \mu = & 0,3429 + 0,0873 \left[UO_2(NO_3)_2 \right] + 0,0036 \left[UO_2(NO_3)_2 \right]^2 + \\ & + 0,0032 \left[HNO_3 \right] \left(1 - 0,0023 \left[UO_2(NO_3)_2 \right] \right) \end{aligned} \quad (5.39)$$

onde μ = viscosidade kg/(h.m)

$\left[UO_2(NO_3)_2 \right]$ = concentração de nitrato de uranila em moles/litro

$\left[HNO_3 \right]$ = concentração de ácido nítrico em moles/litro.

A variação da viscosidade com a temperatura é dada por (119):

$$\begin{aligned} \frac{d \ln \mu}{d 1/t} = & 262,2 - 5,18 \left[UO_2(NO_3)_2 \right] + 14,65 \left[UO_2(NO_3)_2 \right]^2 - \\ & - 12,3 \left[HNO_3 \right] \end{aligned} \quad (5.40)$$

onde t = temperatura em °K.

Tabela 5.6

ESTABILIDADE TÉRMICA DE SOLUÇÕES DE $UO_2(NO_3)_2 - H_2O$ (126)

Experiência nº	$UO_2(NO_3)_2$ (M)	HNO_3 (M)	Temperatura de formação de sólido seco (°C)	Temperatura de coloração da fase vapor (°C)	Temperatura de precipitação direta da solução (°C)	Maior temperatura (°C)	Observações após a experiência
1	0,171	0	290	não houve	não houve	344(explosão)	
2	0,90	0	300	305	não houve	366(explosão)	
3	0,90	0,05	310	310	não houve	325	1 a 3mg de precipitado amarelo
4	0,90	0,10	305	300	não houve	325	1 a 3mg de precipitado amarelo
5	0,90	0,20	não houve	300	não houve	325	não houve variação
6	0,90	0,20	não houve	300	não houve	371(explosão)	
7	1,90 saturada a 22°C	0	270	290	340	376	1 a 3mg de precipitado amarelo
8	1,80	0,03	330	290	não houve	378	1 a 3mg de precipitado amarelo
9	1,80	0,42	não houve	280	não houve	350(explosão)	
10	1,80	0,42	não houve	290	não houve	351	não houve variação

As densidades a 25°C podem ser calculadas pela equação (119,121):

$$\rho^{25} \text{ (kg/l)} = 1,0012 + 0,3177 \left[\text{UO}_2(\text{NO}_3)_2 \right] + 0,0310 \left[\text{HNO}_3 \right]$$

onde as concentrações são em moles/litro. A variação da densidade com a temperatura, entre 0 e 40°C, pode ser calculada por (119,121):

$$\rho \text{ (kg/l)} = 1,0125\rho^{25} + 0,000145t - 0,000500t\rho^{25} - 0,0036$$

onde t = temperatura em °C.

Segundo SLANSKY¹¹⁹, esta equação pode ser utilizada até 100°C. Segundo gráfico dado por KRIGENS¹²¹ as densidades no ponto de ebulição para concentração de HNO₃ igual zero, em função da concentração de nitrato de uranila em moles/litro podem ser calculadas por:

$$\rho \text{ (kg/l)} = 0,98 + 0,295 \left[\text{UO}_2(\text{NO}_3)_2 \right] \quad (5.41)$$

A variação da tensão superficial com a concentração de UO₂(NO₃)₂ em moles/litro e da temperatura em °C pode ser calculada aproximadamente de acordo com dados de SECOY¹²⁶ por:

$$\sigma \text{ (N/m)} = 0,2192 + 0,0036 \left[\text{UO}_2(\text{NO}_3)_2 \right] - 0,0016t \quad (5.42)$$

O calor específico pode ser calculado aproximadamente por (121):

$$C_p \text{ (kcal/kg.}^\circ\text{C)} = 1,00 - 0,0089 \left[\text{UO}_2(\text{NO}_3)_2 \right] \quad (5.43)$$

onde $\text{UO}_2(\text{NO}_3)_2$ = concentração em porcentagem em peso. Apesar de não especificado na bibliografia, o calor específico provavelmente é a 25°C . Segundo SECOY¹²⁶ o calor específico em outras temperaturas pode ser estimado aproximadamente por:

$$(C_p)_t = (C_p)_{25^\circ} \frac{[C_p(\text{H}_2\text{O})]_t}{[C_p(\text{H}_2\text{O})]_{25^\circ}}$$

A elevação do ponto de ebulição é dada pela tabela 5.7 para concentração de HNO_3 igual a zero a partir de um gráfico dado por KRIGENS¹²¹. Pode-se ver pelo gráfico que a influência do HNO_3 nas concentrações da corrente 1CU, ou seja, 0,06 a 0,3M, é desprezível.

Como não foram encontrados valores para a entalpia optou-se por calcular a entalpia específica na temperatura desejada através do calor específico, supondo-se que este não varie com a temperatura. Assim:

$$H_L = C_p (t_L - t_o) \quad (5.44)$$

onde t_o = temperatura de referência (0°C).

Tabela 5.7

ELEVAÇÃO DO PONTO DE EBULIÇÃO DE SOLUÇÕES DE
 $UO_2(NO_3)_2 - H_2O$ (121)

$UO_2(NO_3)_2$ (% em peso)	Elevação do ponto de ebulição ($^{\circ}C$)
0	0
5,0	0,2
10,0	0,5
20,0	1,0
26,5	1,5
32,0	2,0
35,0	2,5
38,0	3,0
40,0	3,5
42,5	4,0
44,8	4,5
47,5	5,0
49,5	5,5
51,5	6,0
53,5	6,5
55,0	7,0
57,0	7,5
59,0	8,0
60,0	8,5
62,0	9,0
63,1	9,5
65,0	10,0

Para a condutividade foram testadas algumas correlações empíricas que não levaram a bons resultados. Como melhor opção, adotou-se a sugestão de KERN⁷³ de considerar a condutividade térmica igual a 0,8 vezes a condutividade da água, embora, o autor aconselhe este artifício apenas para concentrações até 30%. Assim, foi suposto que a condutividade varie linearmente com a concentração dada em porcentagem em peso:

$$k_L = k_{H_2O} \left(1 - \frac{0,2}{30} \left[UO_2(NO_3)_2 \right] \right)$$

As propriedades da solução de nitrato de uranila poderão ser melhoradas, desde que, se disponha de melhores dados.

5.5 - Descrição do programa FFILME

O dimensionamento de um trocador de calor consiste, principalmente, na determinação da área de transferência necessária para se conseguir a evaporação desejada. Com este objetivo foi montado um programa de computador, da forma mais geral possível, capaz de calcular um evaporador tipo filme descendente baseando-se em teorias existentes para este tipo de fluxo. O programa é formado por um programa principal, 5 funções e 9 sub-rotinas. Um diagrama de bloco simplificado pode ser visto na figura (5.7) e a listagem completa no Apêndice I. Uma descrição mais detalhada é dada a seguir.

Programa principal - inicia-se com a leitura dos dados de entrada que serão discutidos posteriormente. São supostos valores para:

- coeficiente total de transferência de

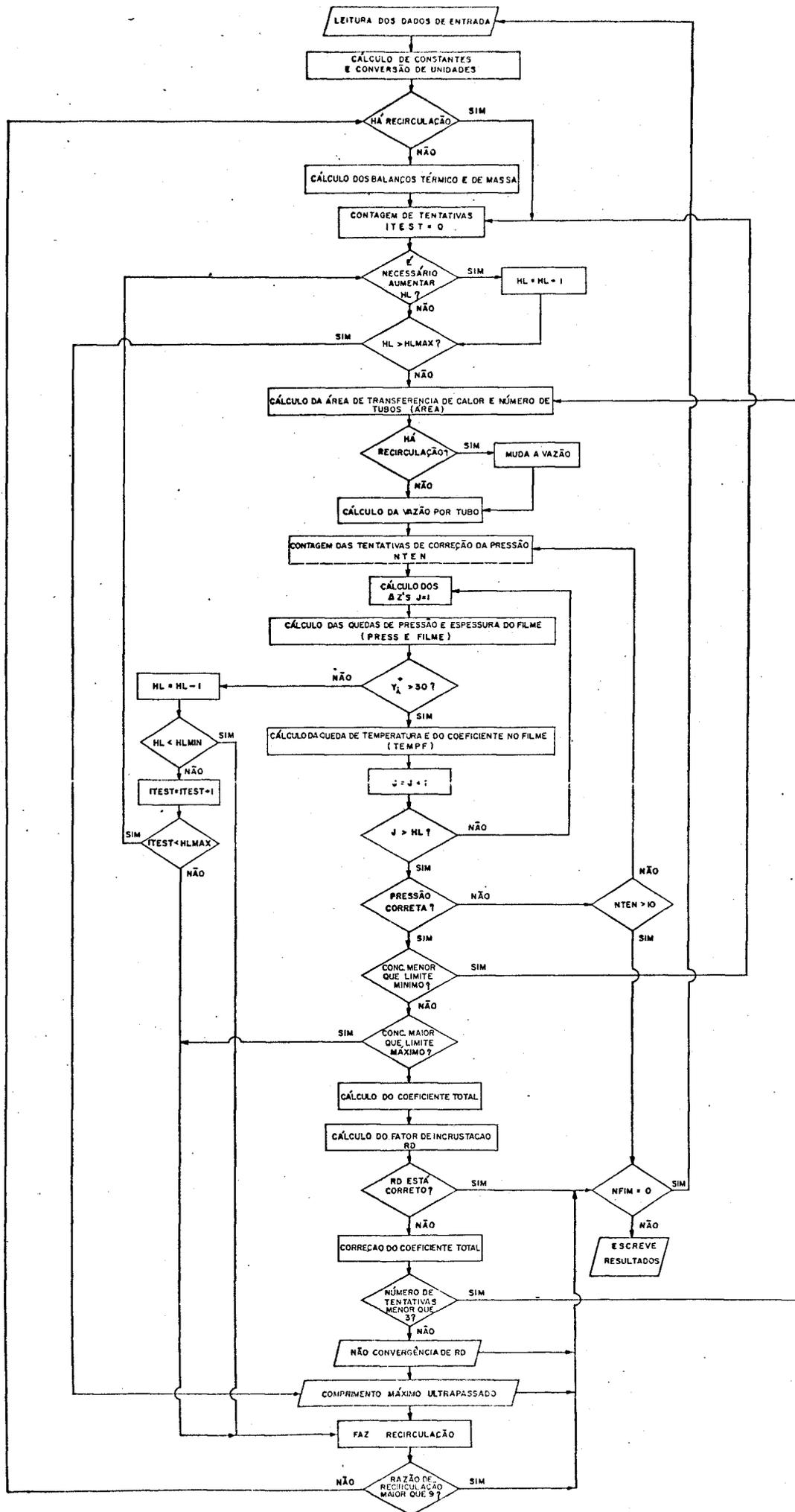


Figura (5-7) - Diagrama de bloco do programa FFILME.

calor, UE,

- o comprimento dos tubos, HL,
- a pressão na parte superior dos tubos, PV1,
- o comprimento máximo dos tubos, HLMAX,
- o comprimento mínimo dos tubos, HLMIN.

A seguir são calculadas todas as quantidades constantes e feitas as conversões de unidades necessárias.

As propriedades físicas e químicas da solução de nitrato de uranila, do vapor superaquecido, do vapor saturado e do condensado são calculadas através de funções e sub-rotinas que serão descritas posteriormente.

Com o objetivo de se calcular o balanço térmico total, é feito o balanço de massa total de acordo com o item 5.3.1. O balanço térmico é feito de acordo com a equação (5.3) e a vazão do vapor de aquecimento calculada de acordo com a equação (5.1).

A seguir, com os valores supostos para HL e UE, calcula-se um número de tubos que é corrigido de acordo com a tabela 5.2. Com o número de tubos corrigido calcula-se a área e o coeficiente total de transferência de calor. Estes valores não são necessariamente corretos e sua verificação é feita com os cálculos que se seguem.

Calculam-se, inicialmente, a queda de temperatura na parede dos tubos e a queda de temperatura

e o coeficiente de transferência de calor no lado do vapor de aquecimento, ou seja, do lado externo dos tubos.

Passa-se, então, ao cálculo da queda de temperatura e do coeficiente de transferência de calor do lado da solução a ser evaporada, ou seja, do lado interno dos tubos.

Supondo que cada tubo se comporte de maneira idêntica, os cálculos são feitos para um tubo. Seu comprimento é dividido em comprimentos de cerca de 30cm ou ΔZ 's e para cada ΔZ são calculados o título termodinâmico, a vazão, as quedas de pressão das fases líquida e gasosa, a espessura do filme. O cálculo da espessura é feito através de um processo iterativo, como explicado em 5.3.6.1, pela sub-rotina FILME.

Como a teoria será aplicada apenas para $y_i^+ > 30$ faz-se um teste para esta variável logo após a sub-rotina FILME. Se o valor de y_i^+ for menor do que 30, interrompe-se o cálculo dos ΔZ 's. Diminui-se o comprimento de uma unidade e iniciam-se novamente os cálculos a partir do cálculo da área. Isto é feito até que HL seja menor que HLMIN ou que o número de tentativas seja maior que HLMAX. Não sendo encontrado o resultado, haverá necessidade de recirculação do líquido. Se o valor de y_i^+ for maior que 30, calculam-se o coeficiente de transferência de calor e a queda de temperatura através do filme líquido, com a sub-rotina TEMPF. Se acontecer algum problema de cálculo nesta sub-rotina, como por exemplo, raízes quadradas ou logaritmos de números negativos ou nulos para os quais a teoria não se aplique, o comprimento é também diminuído e reiniciam-se os cálculos como descrito anteriormente. Se não, continuam-se

os cálculos dos ΔZ 's.

Após o cálculo da queda de temperatura através do filme, calcula-se a temperatura do vapor superaquecido em contato com o líquido conforme o item 5.3.6.3, considerando-se a elevação do ponto de ebulição e o superaquecimento devido à presença de bolhas. A seguir, calculam-se a temperatura da parede, equação (5.32) e a queda de temperatura corrigida, equação (5.33). Calcula-se a queda de temperatura total, igual à soma das quedas de temperatura através do condensado, da parede e da queda de temperatura corrigida. O coeficiente total de transferência de calor para cada ΔZ é, então, calculado pela equação (5.6).

Estes cálculos terminam quando a soma dos ΔZ 's for igual ao comprimento suposto, HL.

Corrige-se então a pressão. Se a pressão suposta, PV_1 , não for igual à pressão do espaço de vapor mais a queda de pressão total, faz-se PV_1 igual a este valor e reiniciam-se os cálculos dos ΔZ 's. Conseguida a convergência na pressão testa-se a concentração final calculada com a que se deseja conseguir.

Se a concentração final calculada for 5% menor que a desejada, tenta-se aumentar o comprimento de uma unidade até que o comprimento máximo seja ultrapasado. Se a concentração for 5% maior, aumenta-se a ração de recirculação. Se as concentrações diferem de menos de 5%, calculam-se o coeficiente total médio e o fator de incrustação, equação (5.10). Compara-se então o fator de incrustação calculado com o de projeto, lido como dado de entrada. Se não estiver correto muda-se o

valor de UE e reiniciam-se os cálculos. Estando correto o programa está terminado e são escritos os resultados.

Havendo necessidade de recirculação calcula-se nova vazão nos tubos. Esta vazão será igual à razão de recirculação multiplicada pela vazão de vapor, que deve ser evaporado, mais a vazão de vapor. Com esta vazão calculam-se nova concentração e nova temperatura inicial. Repetem-se, então, os cálculos como já descrito anteriormente.

No caso de prevalecer o fluxo bolsão o programa avisa e termina os cálculos de um conjunto de dados.

Função FN - calcula algumas propriedades do vapor de água saturado, do condensado e da solução de nitrato de uranila, colocando-as na forma de uma função polinomial do tipo:

$$FN = A_0 + A_1x^1 + A_2x^2 + A_3x^3 + A_4x^4$$

onde x é a variável e A_0 , A_1 , A_2 , A_3 e A_4 os coeficientes que são fornecidos na forma de dados de entrada.

Função VISCVS - calcula a viscosidade do vapor superaquecido em função da densidade e da temperatura a 1 atm até a pressão de saturação, no intervalo de temperatura de 100 a 300°C pelas fórmulas (127):

$$\mu - \mu_1 = -P(1858 - 5,90t)$$

onde μ_1 é a viscosidade do vapor superaquecido no inter

valo de temperatura de 100 a 700°C:

$$\mu_1 = 0,407t + 80,4$$

com $\rho = \text{g/cm}^3$

$t = \text{°C}$

$\mu = \text{micropoise}$

Função VISCC - calcula a viscosidade da água líquida ao longo da linha de saturação de 0 a 300 °C, utilizando a fórmula (127):

$$\mu = 241,4 \cdot 10^{247,8/(t - 140)}$$

onde $t = \text{°K}$

$\mu = \text{micropoise}$

Função BPR - calcula a elevação do ponto de ebulição da solução de nitrato de uranila em função da concentração. O cálculo é feito por interpolação. A função contém como DATA a tabela (5.6).

Função ATRITO - calcula o fator de atrito das fases líquida e gasosa em função do Reynolds, segundo as equações de FAJEAU, equações (4.78), (4.79) e (4.80).

Sub-rotina AREA - com os valores supostos de UE e HL calcula uma área aproximada de transferência de calor, AE, segundo as equações (5.8) e (5.9). Com AE, calcula-se o número de tubos aproximado, NTE, segundo a

equação:

$$NTE = \frac{AE}{HL.A}$$

onde A = área por unidade de comprimento dos tubos.

Através da sub-rotina NTUBOS, determina o número de tubos correspondente à primeira configuração superior. Com este número de tubos são corrigidas a área de transferência de calor e calculado novo coeficiente, UD.

Sub-rotina NTUBOS - contém como DATA a tabela (5.2) e acha o número de tubos, NT, de configuração superior mais próxima de NTE.

Sub-rotina VSUPER - calcula o volume específico e a entalpia do vapor de água superaquecido. As fórmulas foram conseguidas por regressão polinomial, segundo GOMES¹²⁸.

Sub-rotina VISC - calcula a viscosidade da solução de nitrato de uranila em função da concentração e da temperatura através das equações (5.39) e (5.40).

Sub-rotina PRESS - após corrigir o fator de atrito para a fase gasosa segundo a equação (5.36), calcula as quedas de pressão para as fases líquida e gasosa e as tensões de cisalhamento na parede, τ_w , e na interface τ_i com as equações do item 5.3.6.2.

Sub-rotina FILME - calcula a espessura do filme pelas equações (5.13) a (5.25) através de um pro

cesso iterativo como explicado em 5.3.6.1, utilizando o método da biseção para estimar os valores de R_L .

Sub-rotina TEMPF - calcula o coeficiente de transferência de calor e a queda de temperatura através do filme líquido pelas equações (5.26) a (5.31).

Sub-rotina TEMPV - calcula o coeficiente de transferência de calor e a queda de temperatura do lado do vapor de aquecimento conforme item 5.3.5.

Sub-rotina TEMPP - calcula a queda de temperatura através da parede dos tubos pelas equações (5.11) e (5.12).

5.6 - Resultados

5.6.1 - Análise dos dados de entrada

O programa FFILME pode funcionar com as seguintes variáveis:

- pressão de vapor de aquecimento,
- diâmetro externo dos tubos,
- vazão da alimentação,
- fator de redução de volume,
- concentração da alimentação e
- pressão do espaço de vapor.

Entretanto, as características da solução de nitrato de uranila, os valores conseguidos para as propriedades físicas e químicas e o objetivo do traba

lho, ou seja, calcular um evaporador para uma usina de reprocessamento de 200kgU/dia pelo processo Purex, determinam ou colocam limites aos valores de algumas variáveis.

Na tabela 5.8, tem-se uma relação dos dados de entrada do programa com o símbolo utilizado, seu significado, as equações de onde foram tirados, quando for o caso e suas unidades.

Com relação ao vapor de aquecimento, como foi visto no capítulo 3, a pressão absoluta não deve ser superior a 2,75atm, ou a temperatura não deve ser superior a 130°C para evitar perigo de explosões. Em princípio, nada impede que sejam usados valores menores.

No caso de evaporadores tipo tubos longos verticais o mais comum é usar tubos de diâmetro externo igual a 5cm (2''). Serão também testados tubos de 2,5 cm (1'') e 3,8cm (1,5''). Como a pressão de operação será baixa, não havendo necessidade de paredes espessas, espessuras iguais a 2,4mm para tubos de 5cm e 1,65mm para os outros dois serão suficientes. Escolhido o diâmetro externo e determinada a espessura os outros dados são lidos na tabela 5.1.

A condutividade térmica do aço inoxidável tipo 304L, escolhido como material de construção, pode ser considerada constante no intervalo de temperaturas de operação e igual a 14kcal/(m.h.°C) (69).

O passo usado será igual a 1,25 vezes o diâmetro externo do tubo.

Tabela 5.8

DADOS DE ENTRADA DO PROGRAMA FFILME

Nº do cartão	Símbolo do programa	Significado	Valor		Unidades
1	PVA	pressão do vapor de aquecimento	1,46	2,02	2,75
	ALM	área por unidade de comprimento dos tubos	0,080	0,120	0,160
	DEX	diâmetro externo dos tubos	0,0254	0,0381	0,0508
2	DIN	diâmetro interno dos tubos	0,0221	0,0348	0,0459
	HKP	condutividade térmica dos tubos		14,0	kcal/(m.h.°C)
	DIST	razão do passo pelo diâmetro externo		1,25	-
3	WA	vazão de alimentação		1110	kg/h
	FRV	fator de redução de volume		6	-
	CONCI	concentração da alimentação		0,25	M
	PM	peso molecular do $UO_2(NO_3)_2$		394,06	-
	CONCF	concentração do concentrado		1,5	M
	PEV	pressão do espaço de vapor		1,03	Kg/cm ²
4	TEV	temperatura de saturação do espaço de vapor		100	°C

continua

Tabela 5.8(continuação)

Nº do cartão	Símbolo do programa	Significado	Valor	Unidades
5	HM025	Coeficientes da função FN para o cálculo da viscosidade da solução de $UO_2(NO_3)_2$ a 25 C° em função da concentração em moles / litro equação (5.39)	0,3429	kg/(h.m)
	BHM25(1)		0,0873	
	BHM25(2)		0,0036	
	BHM25(3)		0	
	BHM25(4)		0	
6	HM0L	Coeficientes da função FN para o cálculo da viscosidade da solução de $UO_2(NO_3)_2$ em função da temperatura em °C. equação (5.40)	262,2	kg/(h.m)
	BHML (1)		- 5,18	
	BHML (2)		14,65	
	BHML (3)		0	
	BHML (4)		0	
7	ROL	Coeficientes da função FN para o cálculo da densidade da solução de $UO_2(NO_3)_2$ na temperatura de ebulição em função da concentração em moles/litro. equação (5.41)	0,98	kg/l
	BR0L (1)		0,295	
	BR0L (2)		0	
	BR0L (3)		0	
	BR0L (4)		0	

continua

Tabela 5.8(continuação)

Nº do cartão	Símbolo do programa	Significado	Valor	Unidades
8	CPOL	Coeficientes da função FN para o cálculo do calor específico da solução de $UO_2(NO_3)_2$ em função da concentração em % em peso. equação (5.43)	1,00	kcal/kg°C
	BCPL (1)		- 0,0089	
	BCPL (2)		0	
	BCPL (3)		0	
	BCPL (4)		0	
9	HKOL	Coeficientes da função FN para o cálculo da condutividade térmica da solução de $UO_2(NO_3)_2$ em função da temperatura. equação (5.48)	- 0,793	kcal/(h.m. °C)
	BHKL (1)		2,442	
	BHKL (2)		- 1,548	
	BHKL (3)		0,452	
	BHKL (4)		- 0,0631	
10	SGMO	Coeficientes da função FN para o cálculo da tensão superficial da solução de $UO_2(NO_3)_2$ em função da concentração em moles/litro. equação (5.42)	0,2192	N/m
	BSG (1)		0,0036	
	BSG (2)		0	
	BSG (3)		0	
	BSG (4)		0	

continua

Tabela 5.8 (continuação)

Nº do cartão	Símbolo do programa	Significado	Valor	Unidades
11	TVO	Coeficientes da função FN para o cálculo da temperatura do vapor saturado em função da pressão. equação (5.45)	- 272,342	°C
	BTV (1)		- 0,187432	
	BTV (2)		9,46667.10 ⁻³	
	BTV (3)		- 1,13264.10 ⁻⁴	
	BTV (4)		0	
12	HLAMO	Coeficientes da função FN para o cálculo do calor latente de vaporização da água em função da pressão. equação (5.46)	473,57	kcal/kg
	BHLAM(1)		- 1,69107	
	BHLAM(2)		- 8,01667.10 ⁻³	
	BHLAM(3)		1,52998.10 ⁻⁴	
	BHLAM(4)		0	
13	ROC	Coeficientes da função FN para o cálculo do volume específico da água em função da pressão de saturação. equação (5.47)	0,001033	m ³ /kg
	BROC (1)		1,3348.10 ⁻⁵	
	BROC (2)		- 5,1135.10 ⁻⁷	
	BROC (3)		1,19562.10 ⁻⁸	
	BROC (4)		- 1,0355.10 ⁻¹⁰	

continua

Tabela 5.8(continuação)

Nº do cartão	Símbolo do programa	Significado	Valor	Unidades
14	HKOC	Coeficientes da função FN para o cálculo da condutividade térmica da água em função da temperatura de saturação. equação (5.48)	- 0,793	kcal/(h.m. °C)
	BHKC (1)		2,442	
	BHKC (2)		- 1,548	
	BHKC (3)		0,452	
	BHKC (4)		- 0,0631	
15	UE	coef.de transferência de calor	2440	kcal/(h.m ² .°C)
	HL	comprimento total dos tubos	6,1	m
	PV1	pressão no topo dos tubos	1,06	kg/cm ²
	HLMAX	comprimento máximo permitido	7,625	m
	HLMIN	comprimento mínimo permitido	3,05	m
	RD	fator de incrustação	2,05X10 ⁻⁴	(h.m ² .°C)/kcal
16	NFIM	teste do fim de leitura dos dados	= 0 lê outro conjunto # 0 termina	

O fator de redução de volume fica limitado pelo tipo do evaporador. Sendo muito alto haverá necessidade de recirculação. Parece não haver restrições quanto à vazão e a concentração da alimentação. Os valores da vazão e concentração da alimentação e do fator de redução de volume para o caso de 200kgU/dia só poderiam ser conseguidos com precisão através de um balanço de massa completo de um fluxograma detalhado do processo Purex para esta capacidade. Dados aproximados podem, entretanto, ser conseguidos na bibliografia existente de acordo com a tabela 3.1. Para fins de cálculo escolheu-se um fator de redução de volume igual a 6, uma concentração inicial igual a 0,25M e uma vazão de $18,3 \cdot 10^3 \text{ l / ton U}$. Para o caso de 200kgU/dia tem-se, então, uma vazão de aproximadamente 1110kg/h considerando um dia de trabalho de 8 horas.

O uso de vácuo no espaço de vapor é muitas vezes aconselhado porque diminui a temperatura de ebulição da solução aumentando a diferença de temperatura. Consequentemente a área de transferência de calor necessária diminui. Como não se conhece a variação das propriedades da solução de $\text{UO}_2(\text{NO}_3)_2$ com a pressão esta foi limitada a 1 atm no espaço de vapor.

Do sexto ao décimo quinto cartão têm-se os coeficientes que serão utilizados pela função FN. Não foi considerada a influência do HNO_3 nas propriedades da solução porque na maioria dos casos não foi conseguida e nos outros foi verificado que sua influência é desprezível mesmo na concentração máxima, ou seja, aproximadamente 0,3M de HNO_3 . Certamente em concentrações mais altas a influência será maior e deverá ser considerada. Não foi possível considerar a influência da pressão mas

acredita-se que não haja necessidade porque a queda de pressão no evaporador tipo filme descendente é muito pequena, causando praticamente nenhuma variação nas propriedades.

Algumas propriedades do vapor saturado foram calculadas por equações aconselhadas por WILLIAMSON¹²⁸:

- temperatura do vapor saturado t_s , em função da pressão P_s

$$t_s = \frac{4766,0}{12,82050 - \ln P_s} - 273,342 - 0,187423 P_s + \quad (5.45)$$

$$+ 9,46667 \cdot 10^{-3} P_s^2 - 1,3264 \cdot 10^{-4} P_s^3$$

As unidades são °C e atm absoluta (ata). O primeiro termo é calculado separadamente e somado à função FN. Isto será feito sempre que for o caso.

- calor latente, kcal/kg, em função da pressão em ata

$$\lambda = \frac{5578,5}{14,2233 P_s + 68,112} + 473,57 - 1,69107 P_s - \quad (5.46)$$

$$- 8,01667 \cdot 10^{-3} P_s^2 + 1,52998 \cdot 10^{-4} P_s^3$$

- densidade da água em função da pressão de saturação; calculada como o inverso do volume específico, em m^3/kg , dado por:

$$v = 1,0332 \cdot 10^{-3} + 1,3348 \cdot 10^{-5} P_S - 5,1135 \cdot 10^{-7} P_S^2 + \quad (5.47)$$

$$+ 1,19562 \cdot 10^{-8} P_S^3 - 1,0355 \cdot 10^{-10} P_S^4$$

A condutividade térmica da água em função da temperatura de saturação é calculada por (127):

$$k = -0,793 + 2,442 \left(\frac{t_s}{t_o} \right) - 1,548 \left(\frac{t_s}{t_o} \right)^2 + \quad (5.48)$$

$$+ 0,452 \left(\frac{t_s}{t_o} \right)^3 - 0,0631 \left(\frac{t_s}{t_o} \right)^4$$

sendo

$$k = \text{kcal}/(\text{h.m.}^\circ\text{C})$$

$$t_o = 273,16^\circ\text{K}$$

$$t_s = \text{temperatura de saturação em } ^\circ\text{K}.$$

O cartão número 16 contém os valores que deverão ser estimados e o fator de incrustação.

Para o coeficiente total de transferência de calor KERN⁷³ diz que, para trocadores aquecidos com vapor no caso de soluções aquosas de viscosidade menor que 2cp os coeficientes variam entre 976 a 3416 kcal/(h.m².°C). Para início dos cálculos foi escolhido um valor igual a 2440 kcal/(h.m².°C).

Os cálculos iniciam-se com um comprimento igual a 6,0m. A variação do comprimento é fixada entre 2,5 e 7,5m.

Como a queda de pressão é pequena tenta-se inicialmente um valor igual a 1,1 atm para a pressão no topo dos tubos.

Não se conhece o valor exato do fator de incrustação da solução de UO₂(NO₃)₂. Entretanto, como para evaporação de líquidos industriais o aconselhado é $2,05 \cdot 10^{-4}$ (h.m².°C)/ kcal (0,001 (h.ft².°F)/ Btu) este será o valor usado. O valor exato só poderia ser conseguido experimentalmente (73).

O cartão número 17 testa o fim de leitura de dados.

5.6.2 - Análise dos resultados

Com o programa FFILME calcularam-se evaporadores de aço 304L para 9 conjuntos de dados variando a pressão do vapor de aquecimento e o diâmetro externo dos tubos. Os resultados relativos ao vapor de aquecimento, à solução, dimensões e outros parâmetros podem ser vistos na tabela 5.9.

Tabela 5.9

RESULTADOS DO PROGRAMA FFILME

A - Vapor de aquecimento

Pressão (kg/cm ²)	Temperatura (°C)	Vazão (kg/h)	Taxa de transferência de calor (kcal/h)
2,75	130,8	964,2	0,50 . 10 ⁶
2,02	120,6	951,6	0,50 . 10 ⁶
1,46	110,5	940,7	0,50 . 10 ⁶

B - Solução de nitrato de uranila

Pressão do espaço de vapor (kg/cm ²)	Vazão (kg/h)	Concentração		Temperatura		Fator de redução de volume
		entrada (M)	saida (M)	entrada (°C)	saida (°C)	
1,03	1110	0,25	1,5	100,5	104	6

continua

Tabela 5.9 (continuação)

C - Dimensões e outros parâmetros										
Evapora- dor nº	Pressão (kg/cm ²)	Diametro ex- terno dos tu- bos (mm)	Espessura da parede (mm)	Comprimento dos tubos (mm)	Numero de tubos	Diametro do costado (mm)	Área de trans- ferência de calor (m ²)	Coefficiente to- tal (kcal/h.m ² .°C)	Fator de incrus- tação (h.m ² .°C)/(kcal)	Razão de recirculação
1		25	1,65	2749	55	261	12,1	1529,2	0,209.10 ⁻³	3
2	2,75	38	1,65	2749	37	333	12,2	1515,5	0,181.10 ⁻³	3
3		51	2,40	2749	31	400	13,7	1356,6	0,186.10 ⁻³	3
4		25	1,65	2749	88	338	19,4	1510,7	0,204.10 ⁻³	3
5	2,02	38	1,65	2749	60	426	19,8	1477,2	0,191.10 ⁻³	4
6		51	2,40					NÃO CONVERGÊNCIA DO FATOR DE INCRUSTAÇÃO		
7		25	1,65	2749	230	531	50,7	1493,2	0,193.10 ⁻³	8
8	1,46	38	1,65					FLUXO BOLSÃO		
9		51	2,40					FLUXO BOLSÃO		

No caso de pressão do vapor de aquecimento igual a $1,46 \text{ kg/cm}^2$ prevaleceu o fluxo bolsão para tubos de 38 e 51 mm. Para tubos de 25mm o resultado não é bom porque o número de tubos e a área de transferência de calor foram muito grandes e a razão de recirculação foi muito alta.

Para pressão igual a 2,02 não houve convergência do fator de inscrutação para três tentativas no caso de tubos de 51 mm. Para tubos de 25 e 38mm, o número de tubos e a área ainda foram razoavelmente grandes apesar da razão de recirculação haver diminuído.

Os melhores resultados foram obtidos para pressão de $2,75 \text{ kg/cm}^2$. O melhor coeficiente foi obtido para tubos de 25mm mas o número de tubos ainda foi alto. Além disso, a limpeza de tubos muito pequenos é difícil e, por isso, não são muito aconselhados. Os dois outros casos parecem bons. Entretanto, para tubos de 38mm o coeficiente é um pouco melhor e a área de transferência é menor.

Em nenhum dos dois casos a temperatura do líquido atinge valores maiores que 125°C . Em ambos houve necessidade de recirculação que pode ser feita colocando-se um tubo de recirculação e uma bomba que levará a solução até a parte superior dos tubos como na figura (5.8).

O comprimento dos tubos foi 275 cm para os dois casos e a razão de recirculação foi igual a 3.

O evaporador número 2 parece ser o mais conveniente tendo sido o escolhido para a concentração

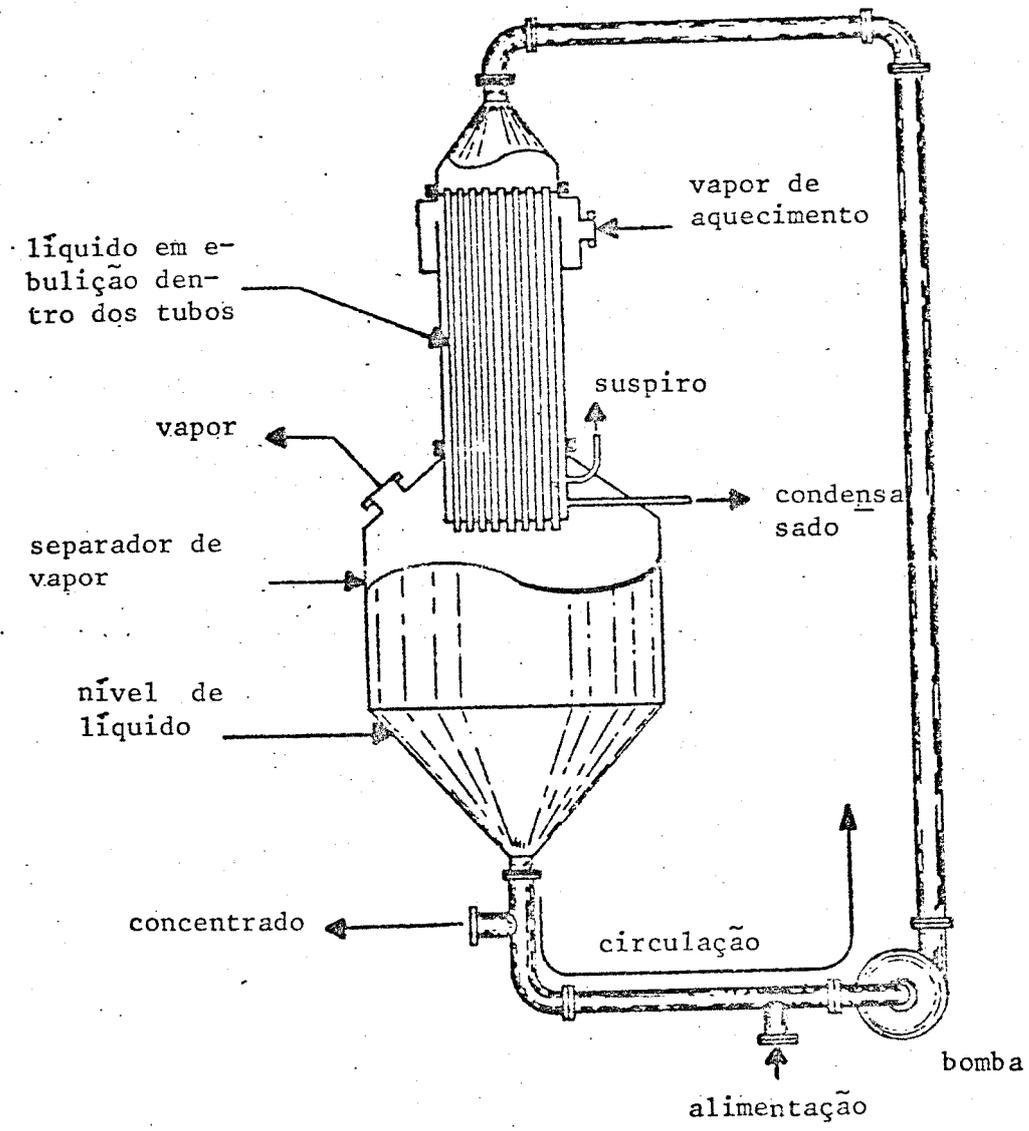


Figura (5.8) - Evaporador tipo filme descendente com recirculação (129).

da solução de nitrato de uranila. O número de tubos será igual a 37 o que pela tabela 5.1 corresponde à configuração 1 da figura (5.1). Esta será, então, a distribuição dos tubos sendo a distância centro a centro igual a 47,6mm.

Resultados mais detalhados do evaporador escolhido podem ser vistos no Apêndice I.

CAPÍTULO 6
DISCUSSÕES E CONCLUSÕES

Após uma revisão geral de reprocessamento de combustíveis irradiados e, em particular, do processo Purex estudou-se a concentração da solução de nitrato de uranila entre o primeiro e segundo ciclos deste processo, corrente 1CU. A partir desse estudo foi escolhido para a concentração um evaporador tipo filme descendente. Após um estudo de mecânica dos fluidos e transferência de calor para fluxo em filme o evaporador foi dimensionado através de um programa de computador utilizando-se as teorias existentes.

Constava do objetivo inicial do trabalho um estudo relativo a criticalidade e blindagem o que completaria o dimensionamento. Entretanto, este foi limitado ao convencional devido à grande extensão do trabalho e, principalmente, ao tempo necessário para se obter bibliografia que permitisse a montagem do programa de computador e que fossem conseguidos resultados satisfatórios.

O objetivo do trabalho foi calcular um evaporador para uma usina de reprocessamento com uma capacidade teórica de 200kgU/dia pelo processo Purex.

A revisão geral do reprocessamento de combustíveis irradiados foi feita no capítulo 2, que apesar de bastante longo, tem um caráter apenas informativo. Não foi possível tratar com muitos detalhes cada uma das etapas do reprocessamento porque o assunto é muito extenso existindo muitos métodos diferentes e muitos aspectos a serem abordados.

O processo Purex foi visto com um pouco mais de detalhes. Este processo será, provavelmente, utilizado na primeira usina de reprocessamento do Brasil devido às suas grandes vantagens. Entre elas, um grande desenvolvimento tecnológico, o uso de um solvente de baixa volatilidade e alto ponto de fulgor, o fator de descontaminação alto e uma recuperação da ordem de 99,9%, podendo ainda ser facilmente adaptado a vários tipos de combustíveis.

A evaporação da corrente 1CU, foi estudada no capítulo 3. Ela sai do ciclo de partição bastante diluída e deve ser concentrada no evaporador 1CU antes de entrar no ciclo final do urânio. Viu-se que, de modo geral, o evaporador 1CU é do tipo tubos longos verticais, sendo os tipos mais usados o termossifão e o filme ascendente, que não são descritos com muitos detalhes. Procurando satisfazer, na maior extensão possível, todas as condições impostas pelas características da corrente 1CU, concluiu-se que o tipo filme descendente é o mais adequado. Entretanto, não há limitações quanto ao uso do termossifão e esta opção também poderá ser usada. Seu

projeto é relativamente simples sendo provavelmente mais adequado que o tipo filme descendente quando for necessária uma redução de volume maior como é o caso dos dados de HULL e ZEITLIN⁵⁴, tabela 3.1, onde o fator de redução de volume é próximo de 9.

Com o objetivo de se calcular o evaporador foi necessário realizar uma pesquisa bibliográfica bastante extensa. O fluxo anular bifásico foi tratado no capítulo 4 limitando-se o estudo, sempre que possível, ao fluxo anular vertical com correntes paralelas. Muitos aspectos foram tratados muito superficialmente procurando-se dar maior importância aos aspectos relativos à mecânica dos fluidos e transferência de calor. Viu-se que os estudos existentes são na maioria das vezes teóricos e não descrevem corretamente nem a mecânica dos fluidos nem a transferência de calor.

As teorias mais completas são as de DUKLER⁸⁴ e as de ANDERSON^{85,93} e colaboradores. Ambas possuem várias simplificações. DUKLER inclui uma tensão de cisalhamento variável usando para a distribuição da tensão a equação:

$$\tau = \tau_i - \rho g(\delta - y)$$

Entretanto, isto implica em que os efeitos da curvatura e do gradiente de pressão dentro do filme líquido foram desprezados. Para $y^+ > 20$ o efeito da viscosidade molecular foi desprezado. ANDERSON^{85,93} utilizou o perfil de velocidade universal para derivar seus resultados. Foi considerado o efeito da curvatura modificando-se a integral da vazão para a forma:

$$W^+ = \int_0^{\delta^+} \left(1 - \frac{y}{r_w}\right) u^+ dy^+$$

A análise supõe implicitamente uma tensão de cisalhamento constante através do filme, posto que, o perfil de velocidade universal se aplica somente para o caso de τ_i/τ_w ser próximo de 1. No caso calcula-se τ_w e o perfil é aplicado com $u^* = \sqrt{\tau_w/\rho}$.

As principais deficiências ao se utilizar um perfil de velocidade universal são justamente o fato de se desprezar a variação da tensão de cisalhamento e o efeito da curvatura. Outro aspecto essencial das análises é a suposição de uma interface plana. Apesar da interface nunca ser lisa os modelos desenvolvidos são relativamente bem sucedidos. Segundo HEWITT e TAYLOR⁸¹, uma razão para este sucesso pode ser que na região turbulenta o perfil de velocidade é relativamente plano; assim a maior parte das variações de velocidade de zero até o valor na interface ocorrem na região próxima à parede. Esta região relativamente não é perturbada pelas ondas que influenciam principalmente a região onde a velocidade é constante. Assim, a vazão pode ser calculada com precisão razoável a partir de um valor temporal médio da espessura do filme.

A influência do arraste e da formação de ondas não foram tratadas. Os estudos experimentais e teóricos do comportamento das ondas e sua influência em outros fenômenos estão ainda em um estágio muito inicial de desenvolvimento. Os estudos teóricos mais avançados são relacionados ao problema de formação inicial das on

das e não ao seu desenvolvimento e influência posteriores.

As teorias mais recentes não trazem nada de novo. Os autores, como, por exemplo, SRIVASTAVA⁸⁹ em 1973, continuam utilizando o perfil de velocidade universal em suas deduções.

Em relação à transferência de calor as duas teorias supõem fluxo de calor e propriedades físicas radialmente constantes. Não é considerada a nucleação na parede dos tubos e supõe-se que a alimentação entre no ponto de ebulição. Supõe-se a preponderância do regime de transferência de calor em convecção. Entretanto, foi visto nos estudos sobre vaporização em convecção forçada que é possível que exista na parede uma certa formação de bolhas, mas o valor dos coeficientes de transferência de calor permitem supor que o regime de convecção seja preponderante. No caso da solução de nitrato de uranila não se sabe em quais condições a ebulição nucleada pode ser eliminada. Sabe-se apenas que uma pressão baixa, uma alta velocidade e um baixo fluxo de calor favorecem o mecanismo de convecção.

As experiências relativas à evaporação em filme são poucas e as mais importantes devem-se a KARETNIKOV¹¹⁶ e RICHKOV-POSPELOV¹¹⁷. Outra experiência deve-se a SINEK⁷⁷ que calculou um evaporador tipo filme utilizando a teoria de DUKLER⁸⁴ e incorporando como parte do modelo proposto as observações dos dois primeiros autores. Seus resultados concordaram relativamente bem com os dados experimentais.

A teoria escolhida para o cálculo do eva

porador 1CU foi a de ANDERSON^{85,93} e colaboradores. Dukler apresentou seus resultados na forma de gráficos especificamente para fluxo em filme descendente. Assim, seria mais vantagem utilizar a teoria através da aplicação direta dos gráficos, como foi feito por Sinek, ao invés de realizar todas as integrações novamente. Infelizmente, os gráficos originais não foram conseguidos. Além disso, ambas possuem limitações e levam a resultados razoavelmente bons. Com a teoria de ANDERSON^{85,93} foi então montado o programa FFILME. Este programa calcula o evaporador apenas para fluxo turbulento e para valores de τ_i/τ_w , próximos de 1. Sabe-se que em alguns casos τ_i pode ser muito maior que τ_w e como nestes casos a teoria não se aplica escreve-se uma mensagem. Sabe-se também que para se conseguir uma boa transferência de calor em evaporadores tipo filme o número de Reynolds deve ser sempre maior que 2000 em todos os pontos do filme, ou seja, o fluxo deve ser turbulento. Por isso, limita-se o valor de y_i^+ a um número maior que 30.

Como a teoria foi deduzida supondo-se que:

- a espessura do filme seja constante em qualquer secção transversal e

- as propriedades físicas sejam constantes em qualquer secção transversal

os cálculos foram realizados em deltas de comprimento suficientemente pequenos para que as suposições fossem mantidas.

Supõe-se ainda que o gradiente de pressão normal ao eixo do tubo seja nulo; que não haja deslizamento entre a parede e o líquido; que a superfície dos tubos seja hidraulicamente lisa, e que não exista fase

líquida dispersa na fase gasosa. Todas as suposições podem levar a erros mas acredita-se que sejam pequenos.

O modelo proposto para os cálculos de transferência de calor foi muito semelhante ao de SINEK⁷⁷ considerando-se a presença de bolhas esféricas de diâmetros iguais à espessura do filme. Supõe-se que existam bolhas em quantidade suficiente de tal modo que a temperatura do líquido na interface seja determinada pelo superaquecimento das bolhas, mas que o filme não seja destruído. Nos cálculos de transferência de calor as propriedades físicas do filme são as da fase líquida. Além disso, o movimento relativo entre as bolhas e o líquido é suposto insignificante. Na evaporação em filme a presença de bolhas não causa um aumento da turbulência como em muitos casos de ebulição nucleada. Assim, a transferência de calor segue as leis da convecção.

As propriedades utilizadas para a solução de nitrato de uranila não são rigorosamente corretas. Para o calor específico por exemplo não se conhece a variação com a temperatura. A influência do ácido nítrico não foi considerada porque em alguns casos não é conhecida e nos outros foi verificado que sua influência neste caso particular é desprezível. De todo modo o valor das propriedades poderá ser melhorado desde que se disponha de resultados experimentais mais completos.

Supõe-se que o vapor de aquecimento se condensará na forma de um filme fino na parede externa dos tubos não havendo condensação em gotas. Não se achou conveniente tomar um valor conservativo como aconselhado por KERN⁷³. Ele foi calculado mas sua variação com os ΔZ 's não foi considerada. As propriedades do condensado

foram calculadas na temperatura de saturação. Para isto, entretanto, deverá haver exaustão contínua dos gases não condensáveis e retirada do condensado. Isto melhorará ainda mais a transferência de calor e dará segurança de que o coeficiente será constante para todo o comprimento do trocador. Deverão ser colocados anéis ao redor de cada tubo em intervalos aproximadamente iguais aos ΔZ 's que destruam constantemente o filme formado impedindo que este se torne muito espesso.

O coeficiente total de transferência de calor foi calculado através da queda de temperatura corrigida. Isto não é realmente necessário mas foi feito pensando-se na possibilidade de comprovação experimental dos cálculos. A queda de temperatura corrigida é baseada na temperatura de saturação do espaço de vapor corrigida para a elevação do ponto de ebulição que pode ser mais facilmente medida.

Não há meios de verificar se os cálculos estão corretos. Entretanto, verificou-se que estes levaram a resultados bastante lógicos.

Sabe-se que a quantidade de líquido é continuamente reduzida à medida que este flui através dos tubos; por isso, a concentração que pode ser conseguida em uma única passagem é limitada. Nos casos calculados, a concentração máxima que se conseguiu em uma única passagem foi 0,67M de nitrato de uranila para tubos de 5cm e vapor de aquecimento a 130°C . Isto corresponde a um fator de redução de volume aproximadamente igual a 3.

Inicialmente o programa foi testado para

quaisquer valores de τ_i e τ_w . Verificou-se que quando τ_i se tornava maior que τ_w apareciam erros na subrotina TEMPF, como raízes quadradas e logaritmos de números negativos ou nulos. O valor da razão τ_i/τ_w para o qual apareciam erros variava bastante para cada caso. Entretanto, para uma razão menor que 2 era sempre possível encontrar um resultado. Por isso, fixou-se para τ_i/τ_w um valor no máximo igual a 2.

Uma conclusão muito importante de SINEK⁷⁷ foi que para filmes descendentes o coeficiente de transferência de calor, h_f , praticamente não variava mesmo quando a quantidade de calor era aumentada de 80% e isto era válido para todas as temperaturas, vazões, concentrações e diâmetro dos tubos. Isto foi verificado nos cálculos, sendo que, os valores calculados foram bem semelhantes aos resultados de Sinek.

Outra conclusão de Sinek foi que a queda de pressão neste tipo de evaporador era pequena. Isto também foi confirmado pelos cálculos.

O projeto completo incluiria muitos outros aspectos que não foram abordados. As características da solução acarretam vários problemas de operação. A presença de solvente na alimentação deve ser evitada porque acarreta dois problemas bastante sérios: o perigo de explosões e a formação de espuma. O evaporador tipo filme diminui a formação de espumas mas, mesmo assim, a alimentação deve ser reextraída com o diluente para a remoção do solvente. Não se aconselha o uso de agentes anti-espumantes devido a problemas de contaminação mas é possível usar uma placa de choque na parte inferior dos tubos que agirá como quebra-espuma. Além

da reextração com o diluente deve haver ainda uma reextração com vapor. A alimentação deve ser analisada constantemente para se assegurar de que a concentração de solvente seja menor que 0,5%. Mesmo havendo este tratamento prévio a temperatura do vapor de aquecimento não deve ser superior a 130°C ou a temperatura do líquido nos tubos deve ser inferior a 125°C para se evitar o perigo de explosão.

Nos cálculos realizados verificou-se que a queda de temperatura máxima, Δt_f , foi cerca de 11°C o que corresponde a uma temperatura da parede de cerca de 114°C. Assim, em todos os casos calculados a temperatura de início de reações explosivas não será atingida.

A estabilidade térmica da solução provavelmente não será problema porque, de acordo com a tabela 5.5, não serão atingidas as temperaturas de início da precipitação em nenhum dos casos. O mesmo ocorre para a cristalização como pode-se ver pela tabela 5.4.

Como já foi dito, o evaporador não foi mencionado do ponto de vista da criticalidade. Isso, entretanto, não deve ser esquecido. A condição de não criticalidade provavelmente limitará a geometria do trocador e este deverá ser recalculado.

A corrosão poderá ser problema e o aço inoxidável escolhido como material de construção só poderá ser plenamente aprovado após serem realizados vários testes experimentais.

Os vazamentos devem ser evitados e o evaporador construído de tal modo que estes ocorram para o

lado do vapor de aquecimento evitando assim perturbações no processo.

O arraste da solução deve ser o menor possível. Existem vários equipamentos contra arraste que podem ser usados se necessário, tais como chicanas, ciclones e colunas de recheio. A escolha do mais adequado deve ser feita através de estudos experimentais. Independentemente do uso de equipamentos especiais deve-se projetar o separador de vapor com altura suficiente para que o arraste seja mínimo. A velocidade de saída do vapor deve também ser controlada e mantida em um valor tal que permita a deposição de gotas maiores arrastadas. Tanto a altura do separador como a velocidade do vapor devem ser determinadas experimentalmente. O destilado deve ser constantemente analisado para verificar se está havendo arraste.

Como a solução entra no ponto de ebulição deve-se prever um pré-aquecedor que poderá ser um trocador do tipo tubular.

A operação deve ser contínua e a manutenção simples principalmente por se tratar de solução radioativa.

O funcionamento deve ser bastante seguro. Para isso deve ser projetado um sistema de controle automático eficiente com alarmes e possibilidades de desligar o sistema em casos de problemas de operação tais como superaquecimento do líquido, arraste demasiado e outros.

A distribuição da alimentação é problema

neste tipo de evaporador. Como foi visto, houve necessidade de se fazer recirculação. Isso diminui em parte o problema mas devem ser usados ainda equipamentos tais como distribuidores tipo aranha ou injetores individuais dentro de cada tubo.

Na recirculação a temperatura da solução deve ser a temperatura de ebulição correspondente à nova concentração. Para que esta temperatura seja conseguida pode haver no tubo de recirculação um equipamento capaz de aquecer ou resfriar a solução até a temperatura desejada.

Para que o evaporador escolhido seja completamente aprovado deveria ser realizado um estudo econômico completo para verificar se realmente é o mais barato ou se um dos outros calculados para outras condições seriam mais econômicos. Deveria, ainda, ser construído um protótipo e serem realizados vários testes experimentais que comprovassem os cálculos e determinassem todos os parâmetros que faltam ou são pouco confiáveis, tais como propriedades da solução, quedas de pressão e condições de início da nucleação.

Tentou-se fazer o programa FFILME da forma mais geral possível. Assim, ele pode ser usado para condições diferentes e mesmo para outras soluções. Nestes casos deverão ser mudados os dados de entrada e os dados da função BPR que calcula a elevação do ponto de ebulição. Em nenhum dos casos calculados foi possível encontrar resultado sem a recirculação do líquido. Entretanto, no caso da solução de nitrato de uranila, o programa pode calcular evaporadores sem recirculação para fatores de redução de volume menores que 3.

A P Ê N D I C E I

Listagem do programa FFILME

CALCUL DE UN EVAPORACK TYPE FILME

C

```

1  IFF=0.0001, RL(2), RM(2), G(2), RL(2), TAL(2), DPF(2), CP(2), FK(2), K(2), LF
  I(2), F(4), EFT(30), LTF(30), PV(30), BHL(4), DSG(4), EFLC(4), BFFL(4),
  ZFHC(4), BKWL(4), BCPL(4), BHNL(4), GMMZ5(4), BIV(4), BHL(4), LPP(2), T4
  ST(30), VLL(30), CERCL(30), RLL(30), FLL(30), YAF(30), CPM(30), CLMP(30),
  GPF(30), TIV(30), IMP(30), UT(30)

```

```

1  I=1, L(1,1), PVA
  I=2, L(1,2), GEM, DEX, LIX, HNF, LAST
  I=3, L(1,3), W, FIV, CERCE, FM, CONCF
  I=4, L(1,4), PIV, FIV
  I=5, L(1,5), FFL25, (GMMZ5(I), I=1,4)
  I=6, L(1,6), FFL1, (BFFL(I), I=1,7)
  I=7, L(1,7), KPL, (BKWL(I), I=1,4)
  I=8, L(1,8), KPL, (BCPL(I), I=1,4)
  I=9, L(1,9), FKWL, (BFKL(I), I=1,4)
  I=10, L(1,10), PGMZ5, (GMMZ5(I), I=1,4)
  I=11, L(1,11), TIV, (TIV(I), I=1,4)
  I=12, L(1,12), FLEP, (BFLP(I), I=1,4)
  I=13, L(1,13), FLEP, (BFLP(I), I=1,4)
  I=14, L(1,14), FLEP, (BFLP(I), I=1,4)
  I=15, L(1,15), FLEP, (BFLP(I), I=1,4)
  I=16, L(1,16), FLEP, (BFLP(I), I=1,4)
  I=17, L(1,17), FLEP, (BFLP(I), I=1,4)
  I=18, L(1,18), FLEP, (BFLP(I), I=1,4)
  I=19, L(1,19), FLEP, (BFLP(I), I=1,4)
  I=20, L(1,20), FLEP, (BFLP(I), I=1,4)
  I=21, L(1,21), FLEP, (BFLP(I), I=1,4)
  I=22, L(1,22), FLEP, (BFLP(I), I=1,4)
  I=23, L(1,23), FLEP, (BFLP(I), I=1,4)
  I=24, L(1,24), FLEP, (BFLP(I), I=1,4)
  I=25, L(1,25), FLEP, (BFLP(I), I=1,4)
  I=26, L(1,26), FLEP, (BFLP(I), I=1,4)
  I=27, L(1,27), FLEP, (BFLP(I), I=1,4)
  I=28, L(1,28), FLEP, (BFLP(I), I=1,4)
  I=29, L(1,29), FLEP, (BFLP(I), I=1,4)
  I=30, L(1,30), FLEP, (BFLP(I), I=1,4)

```

```

2  FFLMFI(FIL0.5)
3  FFLMFI(FIL0.5)
4  FFLMFI(FIL0.5)
5  FFLMFI(FIL0.5)
6  FFLMFI(FIL0.5)
7  FFLMFI(FIL0.5)
8  FFLMFI(FIL0.5)
9  FFLMFI(FIL0.5)
11 FFLMFI(FIL0.5)

```

C

```

0001
0002
0003
0004
0005
0006
0007
0008
0009
0010
0011
0012
0013
0014
0015
0016
0017
0018
0019
0020
0021
0022
0023
0024
0025
0026
0027
0028
0029
0030
0031

```

```

KFL=1.
ND=0
AT, ST=1
W118=0
PA=3.141593
CA=4.170+08

```

FFILME

DCS FULTON IV BECK-ED-R79 2-6

```

0012 PSTV=PVA*19.2233
0013 ALFLY*3.2700
0014 FK1=FKF*.0719
0015 FV(1)=PVI*14.2233
0016 FV=FA*(RLL;RLL;CUNCF)*62.43
0017 CUNCF=C.2233*FM*CUNCF/ACF
0018 TV2=212.+GPR(CUNCF)
0019 WBEW*2.203
0020 FVF=PVM*17.2433
0021 FVF=FLV*1.5+32.
0022 LFLX*3.2734
0023 LFLAN*3.2744
0024 LFL/4.35
0025 FL=FL/.2034
0026 FLV*X=FLMAX/.3055
0027 FLV*Y=FLMIN/.3154
0028 FV*CF=IRC*4.03
0029 LFLAL=1.
0030 FASLEL/2.ST*LC.
0031 FASLEL/KNV
0032 WCEAL/KNV
0033 WVE=BL*WC
0034 IVUS=(IVL+4700.)/(12.8205C-PLLo(PVA)))
0035 ICM=FA*(IVCS;BIV;PVA)*1.8+32.
0036 KUSTF=1./(FR(RLL;RLL;PVA)*1c.C1c)
0037 FV=VIS*U(TSM)
0038 ISMK=(TSINT-22.)/1.8+273.16)
0039 FV*F=FA*(FKUC;BFC;TSMK)*.0022
0040 FV*STF=0
0041 CUNCF=(CUNCI*WL+CUNCF*WLI)/(WL+WLI)
0042 FV(2)=FA*(RLL;RLL;CUNCF)*62.43
0043 CUNCF=C.212*FV*UKNCF/RC(2)
0044 IVL=212.+DFC(CUNCF)
0045 CPE=FA*(CPL;CPL;CUNCF)
0046 FV(1)=SIS*.02) CUNCF 14
0047 FV(1)=CPL*(TV1-TV2)
0048 FV*Y=FA*(FLAN*3+DSE7.5)/(14.2233*PVA+68.112)
0049 FV*Y=FA*(FLAN*3;EFLAN;PVA)*1.0

```



```

01100      CRI=INTVI-INTLF
01107      INTI=INTL+BP
01108      AX=(INTI-INTLF)/LINT
01109      XLE=CRIT
01110      *(1)=AX+WT
01111      W(2)=WT-X(1)
01112      TIT(J)=XX
01113      VTL(J)=H(2)/2.255
01114      CPROE=KCE/(1.-XX)
01115      CUNCL(J)=CUNCL
01116      CALL VDOUPR(P1, IV, 4, VVS, INTV)
01117      CALL VDOUPR(P1, IV, 5, VVS, INTV)
01118      C(1)=1./VVS
01119      FM(1)=V1CUNCL(IV, C(1))
01120      CALL V3C(FM, 25, FM25, BHML, CUNC, TM, HF(2))
01121      C(2)=FM(KUL, EKUL, CUNC)*C2.43
01122      CUNCL=FM*243*FM*CUNCL(2)
01123      CP(2)=FM(CPUL, CPUL, CUNCLP)
01124      TVR=((17.32.)/1.8+273.16)/273.16
01125      HK(2)=FN(HKUL, BKUL, TVK)*.6719*(1.-.00667*CUNCLP)
01126      CC=10.3=1.2
01127      C(1)=W(1)/HXI
01128      C(2)=W(2)/HXI
01129      FFL(J)=FNC(1)/FM(1)*2.
01130      FM=C(1)/2./F1/NW/FM(2)
01131      FUEL
01132      CC=10. K=1, 14
01133      ZE=1./FL
01134      CALL FLESS (FL, G, QU, RW, GR, BFF, DPT, C, RL, TAL, DPA, 1, 1, CPL)
01135      CALL FLESS (A, G, AT, RW, GR, DPF, Y, DPT, XE, TAL, DPA, 2, 1, CPL)
01136      CALL FALM (AL, AXI, RW, RC(2), GR, HM(2), Y1, FAL(2), UAST, XLMST, YEM, WMS
01137      175, P1)
01138      FF=FF/4.
01139      IF(MPIS-WM)110, 130, 115
01140      FL=AL+FK
01141      CC=10. 100
01142      FL=FL-FK

```

```

0142 120 CONTINUE
0143 IF(ABS((WMAIS-WM)/WMAIS).GT..01) GO TO 3000
0144 130 IF(Y17.CT.30.) GO TO 105
0145 FIRST=KRA81
0146 144 FL=FL-1.
0147 IF(FL.LT.FL4MIN) GO TO 800
0148 FIRST=FIRST+1
0149 IF(FL.CT.LT.FL4MX) GO TO 12
0150 WRTN(3,15)
0151 15 POS=AT(1X,/,1X,'FAZER RECIRCULACAO')
0152 GO TO 3000
0153 105 DO 120 I=1,2
0154 ZC(I)=C(I)*C(I)/(2.+2.*I*RL-3.*PL-I)/RL(I)
0155 IF(I)=2 ZC(1+2)=ZC(I)
0156 120 ZC(1+2)=ZC(I)
0157 ALL(J)=AL
0158 YIF(J)=Y17.3154
0159 CALL IUPPF (UP(2),FN(2),FK(2),TAL(1),TAL(2),Y17,RENAST,RC(2),CAST
0160 LBTAST,FF,AG,G,HL,DTF,RT,FS,J,RTLSI,C)
0161 IF(FIRST.FS.RENAST) GO TO 104
0162 CPTI(J)=CPTI(DELTA)
0163 CFF(J)=CFF(J)/GR/144./14.2233*(-1.)
0164 CTF(J)=CTF(J)/1.8
0165 HFF(J)=HFF*.80
0166 DELTAP=CPTI(J)/GR/144.
0167 IF(J.EQ.1) GO TO 147
0168 FV(J)=FV(J-1)+CPTI(J)/GR/144.
0169 TC=(17-32.)/1.8
0170 SCMP=SGM*-0.0310*TC
0171 SUPP=0.3500*Y17/144.
0172 FI=FV(J)+SUPP
0173 PIAT=PI/14.2233
0174 TVCP=FV+4708./((12.82030-ALOG(PIAT))
0175 HFF=CFF(DELTA)
0176 TV=FN(TVCP,BIV,PI.1)*1.8+32.+HFF
0177 147 TW=CTF(J)+TV
0178 TVV(J)=(TV-32.)/1.8
    
```

DDJ FORTRAN IV 30CN-FL-479 3-6

FFILME

```

0172     TW(J)=(TW-32.)/1.0
0173     TW=.005*(TW-TW)+TW
0174     CTR=TW-TVH
0175     DT=DTA-PI
0176     DT=DTV+CTP+LTC
0177     U=U/36000/DT
0178     UT(J)=U*4.56
0179     UV=UV+U
0180     J=J+1
0181     IF(J.GT.NH)GO TO 145
0182     GO TO 19
0183     IF(ABS(PV(I)+DELTA*P-PVH).LT.ABS(DELTA*P/HL)) GO TO 1145
0184     ACC IV(I)=PVH-DELTA*P
0185
0192     NEXI=(2,501)
0193     GO TO 251
0194
0195     WCT=W/NT
0196     IF(CENCLT.(CENCLT+.075)) GO TO 18
0197     IF(CENCLT.(CENCLT-.075)) GO TO 190
0198
0199     UVH=UV/HL
0200     F=(UVF-U)/UVH/UC
0201     IF(CENCLT.(FIRG+.0002).GT.NL.LT.(FIRG-.0002)) GO TO 400
0202     TST=(F-312-32.)/1.0
0203     WST=WST/2.205
0204     CST=CST/252
0205     FST=FST/779.84
0206     CTP=CTP/1.8
0207     CSJ=UVH*4.89
0208     KPL=CTP/1.8/1.8
0209     PAS=PER/30000.5434
0210     LCP=LCP/3004

```

ULS CONTROL IV 300K-FU-475 3-C

FFILMG

```

0210  XPR=2.2E1*.C933
0211  UF=CLY4.288
0212  YIP=AL/4.284
0213  FIP=FLY.2014
0214  WVF=AV/4.2005
0215  WVP=AV/4.2005
0216  TVZPF=(IVL-32.)/1.8
0217  REPERY(FUL,ENLL,CUNCA)*C2.43
0218  CUNCFP=0.243*PMA(CUNCI/KCP
0219  TVIPF=(212.+EPR(CUNCFP)-24.)/1.8
0220  VRTLL(3;230) PVA,TSI,WST,ST
0221  WRTLL(3;232) NI,FLP,LLX,LAN,PASLF,DUP,SKTSP,UP,MLP
0222  WRTLL(3;233) WA,CUNCI,TVIP,WCP,CUNCF,TVZPF,WVP,KSLC,PLV
0223  WRTLL(3;234) FSI,GTG,GFH,CSA,WPRY
0224  WRTLL(3;235)
0225  M=HL
0226  LS=2000 J=1,M
0227  WRTLL(3;236) TIT(J),VEL(J),CUNCL(J),REL(J),NLL(J),YIF(J),GPR(J),GT
0228  I,PRF(J),PRF(J),TVV(J),UT(J)
0229  2000 CUNCFP
0230  AF(CUNCFP) WRTLL(3;237)
0231  CALL EXIT
0232  C
0233  C
0234  C
0235  C
0236  C
0237  C
0238  C

```



```

      EOS FORTRAN IV 360K-FU-479 3-e      BPK
      C
0001      FUNCTION BPK(CUNCP)
0002      DIMENSION CUNC(22), DT(22)
0003      DATA CUNC / 0.7, 3.7, 10.7, 20.7, 26.5, 32.7, 38.7, 42.5, 44.8, 47.5, 49.5, 51.5,
0004      53.5, 55.5, 57.5, 59.5, 62.7, 65.7, 68.7, 71.5, 72.5, 73.5, 74.5, 75.5, 76.5, 77.5,
0005      79.5, 82.7, 85.7, 88.7 /
0006      IF(CUNCP.LT.CUNC(1)) GO TO 4
0007      IF(CUNCP.GE.CUNC(1)) GO TO 3
0008      DO 2 I=2,22
0009      IF(CUNC(I)-1)+(CUNCP-CUNC(I-1))*(DT(I)-DT(I-1))/(CUNC(I)-CUNC(I-1))
0010      BPK=DT(I)*1.8
0011      RETURN
0012      END
0013      2 CONTINUE
0014      WRITE(3,3) CUNCP
0015      3 FUP=DT(18); CONCENTRACAO ACIMA DO MAIOR VALOR DA TABELA',E13.6)
0016      4 FUP=DT(22)*1.8
0017      RETURN
0018      5 WRITE(3,3) CUNCP
0019      6 FUP=DT(18); CONCENTRACAO ABAIXO DO MENOR VALOR DA TABELA',E13.6)
0020      RETURN
0021      END

```

```

      EOS FORTRAN IV 360K-FU-479 3-e      VISCVS
      C
0001      FUNCTION VISCVS(TV,RCVS)
0002      T=(TV-32.)/1.8
0003      RCVS=762.42756
0004      FV=.437*1+60.4-RV*(1858.-D.90*T)
0005      VISCVS=FV*2.42E-14
0006      RETURN
0007      END

```

DCS FURTRAN IV 360A-FC-479 3-6 VSUPER

SUBROUTINE VSUPER(PI,TV,IND,VVS,HVS)

```

0001 C
0002 F=PI*0.9703069
0003 T=(TV-32.)/1.e+273.15
0004 BI=(2091.62/T)*IC.**(.60e7C./T**2)
0005 BC=1.09-BI
0006 BZ=33.349./T
0007 B3=1.2460./T
0008 B4=1.4870./T
0009 B5=1.29-FI*(.372420./T**T)+2.)
0010 FC=BC*B3-2.*FL*(L2-B3)
0011 B7=2.*FL*(B4-F3)-BC*B5
0012 B6=0.2*B7*(P/T)**2
0013 FVSE=0
0014 VVS=0
0015 VB=TE(4,5),IND
0016 BZ=BC*P/(T**T)
0017 F=FC*(1.+BZ*(B2-B3+BZ*(B4-B5)*BC*P))
0018 VVS=0.3159185*(4.55504*T/P+B)
0019 F=779.359+0.03250*T+0.1624070-C3*T**T+47.3635/2-.303*ALCG(T)
0020 FVSE=F+0.043557*(FC*P+B0*(-B6+B7*(B2-B3+2.*B7*B6)))
0021 PI=PI*UAK
0022 IRL
0023 IRL

```

DCS FURTRAN IV 360A-FC-479 3-6 TEMPF

```

0001 SUBROUTINE TEMPP (HKT,DL,DI,NT,HL,G,PI,DTP)
0002 L1AM=(DL-DI)/ALCG(DI/DL)
0003 L2AR=PI*L1AM*HL*NT
0004 L2TR=(DL-DI)/2.
0005 L2P=DL*L2AR*G/HKT/AREAM
0006 L2L=0
0007 L2L

```

DOS FORTRAN IV 350N-F0-979 3-9

NTUBCS

SUBROUTINE NTUBCS(NT,NT,GC,PASU)

0001

0002

0003

0004

```

DIMENSION N(107),R(107)
1001  N(1)=2,3,4,7,8,10,12,13,14,19,22,23,24,27,31,37,38,42,44,48,59,
1002  61,63,64,65,70,73,74,76,78,80,82,83,84,85,89,92,96,102,104,108,110,114,117,
1003  121,122,125,130,131,133,135,138,141,144,145,151,154,158,163,168,177,
1004  179,187,189,190,199,202,209,210,208,211,212,213,217,218,219,220,221,
1005  223,230,232,241,249,253,254,255,257,258,260,262,263,264,265,266,267,
1006  268,271,280,313,315,319,324,325,329,330,333,337,338,343,344,345,349,
1007  351,352,354,357,372,375,378,382,384,387,389,392,394,395,397,398,401,
1008  406,409,421,425,433,434,437,442,444,447,449,450,453,454,457,461,463,
1009  466,472,475,477,478,480,484,487,488,490,492,493,495,497,499,501,503,
1010  505,520,530,534,537,540,544,547,548,550,552,553,554,556,557,559,561,
1011  567,568,571,580,582,583,584,585,586,587,588,589,590,591,592,593,594,
1012  595,596,597,598,599,600,601,602,603,604,605,606,607,608,609,610,611,
1013  612,613,614,615,616,617,618,619,620,621,622,623,624,625,626,627,628,
1014  629,630,631,632,633,634,635,636,637,638,639,640,641,642,643,644,645,
1015  646,647,648,649,650,651,652,653,654,655,656,657,658,659,660,661,662,
1016  663,664,665,666,667,668,669,670,671,672,673,674,675,676,677,678,679,
1017  680,681,682,683,684,685,686,687,688,689,690,691,692,693,694,695,696,
1018  697,698,699,700,701,702,703,704,705,706,707,708,709,710,711,712,713,
1019  714,715,716,717,718,719,720,721,722,723,724,725,726,727,728,729,730,
1020  731,732,733,734,735,736,737,738,739,740,741,742,743,744,745,746,747,
1021  748,749,750,751,752,753,754,755,756,757,758,759,760,761,762,763,764,
1022  765,766,767,768,769,770,771,772,773,774,775,776,777,778,779,780,781,
1023  782,783,784,785,786,787,788,789,790,791,792,793,794,795,796,797,798,
1024  799,800,801,802,803,804,805,806,807,808,809,810,811,812,813,814,815,
1025  816,817,818,819,820,821,822,823,824,825,826,827,828,829,830,831,832,
1026  833,834,835,836,837,838,839,840,841,842,843,844,845,846,847,848,849,
1027  850,851,852,853,854,855,856,857,858,859,860,861,862,863,864,865,866,
1028  867,868,869,870,871,872,873,874,875,876,877,878,879,880,881,882,883,
1029  884,885,886,887,888,889,890,891,892,893,894,895,896,897,898,899,900,
1030  901,902,903,904,905,906,907,908,909,910,911,912,913,914,915,916,917,
1031  918,919,920,921,922,923,924,925,926,927,928,929,930,931,932,933,934,
1032  935,936,937,938,939,940,941,942,943,944,945,946,947,948,949,950,951,
1033  952,953,954,955,956,957,958,959,960,961,962,963,964,965,966,967,968,
1034  969,970,971,972,973,974,975,976,977,978,979,980,981,982,983,984,985,
1035  986,987,988,989,990,991,992,993,994,995,996,997,998,999,1000,1001,
1036  1002,1003,1004,1005,1006,1007,1008,1009,1010,1011,1012,1013,1014,1015,
1037  1016,1017,1018,1019,1020,1021,1022,1023,1024,1025,1026,1027,1028,1029,
1038  1030,1031,1032,1033,1034,1035,1036,1037,1038,1039,1040,1041,1042,1043,
1039  1044,1045,1046,1047,1048,1049,1050,1051,1052,1053,1054,1055,1056,1057,
1040  1058,1059,1060,1061,1062,1063,1064,1065,1066,1067,1068,1069,1070,1071,
1041  1072,1073,1074,1075,1076,1077,1078,1079,1080,1081,1082,1083,1084,1085,
1042  1086,1087,1088,1089,1090,1091,1092,1093,1094,1095,1096,1097,1098,1099,
1043  1100,1101,1102,1103,1104,1105,1106,1107,1108,1109,1110,1111,1112,1113,
1044  1114,1115,1116,1117,1118,1119,1120,1121,1122,1123,1124,1125,1126,1127,1128,
1045  1129,1130,1131,1132,1133,1134,1135,1136,1137,1138,1139,1140,1141,1142,
1046  1143,1144,1145,1146,1147,1148,1149,1150,1151,1152,1153,1154,1155,1156,
1047  1157,1158,1159,1160,1161,1162,1163,1164,1165,1166,1167,1168,1169,1170,
1048  1171,1172,1173,1174,1175,1176,1177,1178,1179,1180,1181,1182,1183,1184,
1049  1185,1186,1187,1188,1189,1190,1191,1192,1193,1194,1195,1196,1197,1198,
1050  1199,1200,1201,1202,1203,1204,1205,1206,1207,1208,1209,1210,1211,1212,
1051  1213,1214,1215,1216,1217,1218,1219,1220,1221,1222,1223,1224,1225,1226,
1052  1227,1228,1229,1230,1231,1232,1233,1234,1235,1236,1237,1238,1239,1240,
1053  1241,1242,1243,1244,1245,1246,1247,1248,1249,1250,1251,1252,1253,1254,
1054  1255,1256,1257,1258,1259,1260,1261,1262,1263,1264,1265,1266,1267,1268,
1055  1269,1270,1271,1272,1273,1274,1275,1276,1277,1278,1279,1280,1281,1282,
1056  1283,1284,1285,1286,1287,1288,1289,1290,1291,1292,1293,1294,1295,1296,
1057  1297,1298,1299,1300,1301,1302,1303,1304,1305,1306,1307,1308,1309,1310,
1058  1311,1312,1313,1314,1315,1316,1317,1318,1319,1320,1321,1322,1323,1324,
1059  1325,1326,1327,1328,1329,1330,1331,1332,1333,1334,1335,1336,1337,1338,
1060  1339,1340,1341,1342,1343,1344,1345,1346,1347,1348,1349,1350,1351,1352,
1061  1353,1354,1355,1356,1357,1358,1359,1360,1361,1362,1363,1364,1365,1366,
1062  1367,1368,1369,1370,1371,1372,1373,1374,1375,1376,1377,1378,1379,1380,
1063  1381,1382,1383,1384,1385,1386,1387,1388,1389,1390,1391,1392,1393,1394,
1064  1395,1396,1397,1398,1399,1400,1401,1402,1403,1404,1405,1406,1407,1408,
1065  1409,1410,1411,1412,1413,1414,1415,1416,1417,1418,1419,1420,1421,1422,
1066  1423,1424,1425,1426,1427,1428,1429,1430,1431,1432,1433,1434,1435,1436,
1067  1437,1438,1439,1440,1441,1442,1443,1444,1445,1446,1447,1448,1449,1450,
1068  1451,1452,1453,1454,1455,1456,1457,1458,1459,1460,1461,1462,1463,1464,
1069  1465,1466,1467,1468,1469,1470,1471,1472,1473,1474,1475,1476,1477,1478,
1070  1479,1480,1481,1482,1483,1484,1485,1486,1487,1488,1489,1490,1491,1492,
1071  1493,1494,1495,1496,1497,1498,1499,1500,1501,1502,1503,1504,1505,1506,
1072  1507,1508,1509,1510,1511,1512,1513,1514,1515,1516,1517,1518,1519,1520,
1073  1521,1522,1523,1524,1525,1526,1527,1528,1529,1530,1531,1532,1533,1534,
1074  1535,1536,1537,1538,1539,1540,1541,1542,1543,1544,1545,1546,1547,1548,
1075  1549,1550,1551,1552,1553,1554,1555,1556,1557,1558,1559,1560,1561,1562,
1076  1563,1564,1565,1566,1567,1568,1569,1570,1571,1572,1573,1574,1575,1576,
1077  1577,1578,1579,1580,1581,1582,1583,1584,1585,1586,1587,1588,1589,1590,
1078  1591,1592,1593,1594,1595,1596,1597,1598,1599,1600,1601,1602,1603,1604,
1079  1605,1606,1607,1608,1609,1610,1611,1612,1613,1614,1615,1616,1617,1618,
1080  1619,1620,1621,1622,1623,1624,1625,1626,1627,1628,1629,1630,1631,1632,
1081  1633,1634,1635,1636,1637,1638,1639,1640,1641,1642,1643,1644,1645,1646,
1082  1647,1648,1649,1650,1651,1652,1653,1654,1655,1656,1657,1658,1659,1660,
1083  1661,1662,1663,1664,1665,1666,1667,1668,1669,1670,1671,1672,1673,1674,
1084  1675,1676,1677,1678,1679,1680,1681,1682,1683,1684,1685,1686,1687,1688,
1085  1689,1690,1691,1692,1693,1694,1695,1696,1697,1698,1699,1700,1701,1702,
1086  1703,1704,1705,1706,1707,1708,1709,1710,1711,1712,1713,1714,1715,1716,
1087  1717,1718,1719,1720,1721,1722,1723,1724,1725,1726,1727,1728,1729,1730,
1088  1731,1732,1733,1734,1735,1736,1737,1738,1739,1740,1741,1742,1743,1744,
1089  1745,1746,1747,1748,1749,1750,1751,1752,1753,1754,1755,1756,1757,1758,
1090  1759,1760,1761,1762,1763,1764,1765,1766,1767,1768,1769,1770,1771,1772,
1091  1773,1774,1775,1776,1777,1778,1779,1780,1781,1782,1783,1784,1785,1786,
1092  1787,1788,1789,1790,1791,1792,1793,1794,1795,1796,1797,1798,1799,1800,
1093  1801,1802,1803,1804,1805,1806,1807,1808,1809,1810,1811,1812,1813,1814,
1094  1815,1816,1817,1818,1819,1820,1821,1822,1823,1824,1825,1826,1827,1828,
1095  1829,1830,1831,1832,1833,1834,1835,1836,1837,1838,1839,1840,1841,1842,
1096  1843,1844,1845,1846,1847,1848,1849,1850,1851,1852,1853,1854,1855,1856,
1097  1857,1858,1859,1860,1861,1862,1863,1864,1865,1866,1867,1868,1869,1870,
1098  1871,1872,1873,1874,1875,1876,1877,1878,1879,1880,1881,1882,1883,1884,
1099  1885,1886,1887,1888,1889,1890,1891,1892,1893,1894,1895,1896,1897,1898,
1100  1899,1900,1901,1902,1903,1904,1905,1906,1907,1908,1909,1910,1911,1912,
1101  1913,1914,1915,1916,1917,1918,1919,1920,1921,1922,1923,1924,1925,1926,
1102  1927,1928,1929,1930,1931,1932,1933,1934,1935,1936,1937,1938,1939,1940,
1103  1941,1942,1943,1944,1945,1946,1947,1948,1949,1950,1951,1952,1953,1954,
1104  1955,1956,1957,1958,1959,1960,1961,1962,1963,1964,1965,1966,1967,1968,
1105  1969,1970,1971,1972,1973,1974,1975,1976,1977,1978,1979,1980,1981,1982,
1106  1983,1984,1985,1986,1987,1988,1989,1990,1991,1992,1993,1994,1995,1996,
1107  1997,1998,1999,2000,2001,2002,2003,2004,2005,2006,2007,2008,2009,2010,
1108  2011,2012,2013,2014,2015,2016,2017,2018,2019,2020,2021,2022,2023,2024,
1109  2025,2026,2027,2028,2029,2030,2031,2032,2033,2034,2035,2036,2037,2038,
1110  2039,2040,2041,2042,2043,2044,2045,2046,2047,2048,2049,2050,2051,2052,
1111  2053,2054,2055,2056,2057,2058,2059,2060,2061,2062,2063,2064,2065,2066,
1112  2067,2068,2069,2070,2071,2072,2073,2074,2075,2076,2077,2078,2079,2080,
1113  2081,2082,2083,2084,2085,2086,2087,2088,2089,2090,2091,2092,2093,2094,
1114  2095,2096,2097,2098,2099,2100,2101,2102,2103,2104,2105,2106,2107,2108,
1115  2109,2110,2111,2112,2113,2114,2115,2116,2117,2118,2119,2120,2121,2122,
1116  2123,2124,2125,2126,2127,2128,2129,2130,2131,2132,2133,2134,2135,2136,
1117  2137,2138,2139,2140,2141,2142,2143,2144,2145,2146,2147,2148,2149,2150,
1118  2151,2152,2153,2154,2155,2156,2157,2158,2159,2160,2161,2162,2163,2164,
1119  2165,2166,2167,2168,2169,2170,2171,2172,2173,2174,2175,2176,2177,2178,
1120  2179,2180,2181,2182,2183,2184,2185,2186,2187,2188,2189,2190,2191,2192,
1121  2193,2194,2195,2196,2197,2198,2199,2200,2201,2202,2203,2204,2205,2206,
1122  2207,2208,2209,2210,2211,2212,2213,2214,2215,2216,2217,2218,2219,2220,
1123  2221,2222,2223,2224,2225,2226,2227,2228,2229,2230,2231,2232,2233,2234,
1124  2235,2236,2237,2238,2239,2240,2241,2242,2243,2244,2245,2246,2247,2248,
1125  2249,2250,2251,2252,2253,2254,2255,2256,2257,2258,2259,2260,2261,2262,
1126  2263,2264,2265,2266,2267,2268,2269,2270,2271,2272,2273,2274,2275,2276,
1127  2277,2278,2279,2280,2281,2282,2283,2284,2285,2286,2287,2288,2289,2290,
1128  2291,2292,2293,2294,2295,2296,2297,2298,2299,2300,2301,2302,2303,2304,
1129  2305,2306,2307,2308,2309,2310,2311,2312,2313,2314,2315,2316,2317,2318,
1130  2319,2320,2321,2322,2323,2324,2325,2326,2327,2328,2329,2330,2331,2332,
1131  2333,2334,2335,2336,2337,2338,2339,2340,2341,2342,2343,2344,2345,2346,
1132  2347,2348,2349,2350,2351,2352,2353,2354,2355,2356,2357,2358,2359,2360,
1133  2361,2362,2363,2364,2365,2366,2367,2368,2369,2370,2371,2372,2373,2374,
1134  2375,2376,2377,2378,2379,2380,2381,2382,2383,2384,2385,2386,2387,2388,
1135  2389,2390,2391,2392,2393,2394,2395,2396,2397,2398,2399,2400,2401,2402,
1136  2403,2404,2405,2406,2407,2408,2409,2410,2411,2412,2413,2414,2415,2416,
1137  2417,2418,2419,2420,2421,2422,2423,2424,2425,2426,2427,2428,2429,2430,
1138  2431,2432,2433,2434,2435,2436,2437,2438,2439,2440,2441,2442,2443,2444,
1139  2445,2446,2447,2448,2449,2450,2451,2452,2453,2454,2455,2456,2457,2458,
1140  2459,2460,2461,2462,2463,2464,2465,2466,2467,2468,2469,2470,2471,2472,
1141  2473,2474,2475,2476,2477,2478,2479,2480,2481,2482,2483,2484,2485,2486,
1142  2487,2488,2489,2490,2491,2492,2493,2494,2495,2496,2497,2498,2499,2500,
1143  2501,2502,2503,2504,2505,2506,2507,2508,2509,2510,2511,2512,2513,2514,
1144  2515,2516,2517,2518,2519,2520,2521,2522,2523,2524,2525,2526,2527,2528,
1145  2529,2530,2531,2532,2533,2534,2535,2536,2537,2538,2539,2540,2541,2542,
1146  2543,2544,2545,2546,2547,2548,2549,2550,2551,2552,2553,2554,2555,2556,
1147  2557,2558,2559,2560,2561,2562,2563,2564,2565,2566,2567,2568,2569,2570,
1148  2571,2572,2573,2574,2575,2576,2577,2578,2579,2580,2581,2582,2583,2584,
1149  2585,2586,2587,2588,2589,2590,2591,2592,2593,2594,2595,2596,2597,2598,
1150  2599,2600,2601,2602,2603,2604,2605,2606,2607,2608,2609,2610,2611,2612,
1151  2613,2614,2615,2616,2617,2618,2619,2620,2621,2622,2623,2624,2625,2626,
1152  2627,2628,2629,2630,2631,2632,2633,2634,2635,2636,2637,2638,2639,2640,
1153  2641,2642,2643,2644,2645,2646,2647,2648,2649,2650,2651,2652,2653,2654,
1154  2655,2656,2657,2658,2659,2660,2661,2662,2663,2664,2665,2666,2667,2668,
1155  2669,2670,2671,2672,2673,2674,2675,2676,2677,2678,2679,2680,2681,2682,
1156  2683,2684,2685,2686,2687,2688,2689,2690,2691,2692,2693,2694,2695,2696,
1157  2697,2698,2699,2700,2701,2702,2703,2704,2705,2706,2707,2708,2709,2710,
1158  2711,2712,2713
```

DCS FORTRAN IV 360K-FC-479 3-0 INTUROS

```
0012 1 CONTINUE
0013 2 WRITE(3,2)
0014 3 FORMAT(1F1,1HE MAIOR DE QUE O MAIOR VALOR DA TABELA')
0015 4 RETURN
0016 5 WRITE(3,4)
0017 6 FORMAT(1F1,1HE MENOR DE QUE O MENOR VALOR DA TABELA')
0018 7 WRITE(3,5)
0019 8 FORMAT(1X,F11.0)
0020 9 RETURN
0021 10 END
```

DCS FORTRAN IV 260K-FC-479 3-0 VISCC

```
0001 C FUNCTION VISCC(TSTM)
0002 T=(TSTM-22.)/1.6+273.16
0003 LX=247.6/(T-140.)
0004 VISCC=(2+1.4*10.**LX)*2.42E-04
0005 RETURN
0006 END
```

DCS FORTRAN IV 360K-FC-479 3-0 ATRATO

```
0001 C FUNCTION ATRATO (RE)
0002 1 IF (RE-5000.) 1,4,4
0003 2 IF (RE-20000.) 2,2,3
0004 3 GO TO 3
0005 4 RE=(1./2000.)*((C.216/RE)**(C.25))+(64./RL)*(5000.-RE))
0006 5 RE=C.216/RE**(C.25)
0007 6 FF=FF/4.
0008 7 ATRATO=FF
0009 8 RETURN
0010 9 END
```

DCS FURTRAN IV 360N-F0-479 3-0

PRESS

SUBROUTINE PRESS (A,G,RU,RW,GR,DPF,Y,Z,RE,TAL,LPA,I,E,DPC)

DIMENSION TAL(1),G(1),RL(1),RP(1),RE(1),LPA(1),LPE(1)

IF(A.GT..0) AT=ATK1TD(KE(1))*(1.+75.*A)

IF(A.LI..0) AI=ATK1TD(RL(1))

IF(B.GT..0) AP=1.

LPE(1)=G(1)*C(1)/RU(1)/RA*PI*(-1.)

LPE(1)=GR*FC(1)

TAL(1)=-RW/Z./A

IF(CS..0) TAL(1)=TAL(1)*DPF(1)

IF(CA.NE.1.) TAL(1)=TAL(1)*Y

RETURN

END

DCS FURTRAN IV 360N-F0-479 3-0

FILM

SUBROUTINE FILM (RL,AXI,RW,RJL,G,HML,YI,TALW,LAST,RENAST,YIM,WMAI

IS,PI)

AXL=AL*AXT

AXV=XT-AXL

PI=SQRT(PI*PI)

YI=KATNI

LAST=RNAT(TALW/RCL)

YI=PI*RNAT(PI*PI)

001 0001 SUBROUTINE TEMPV(WSTM,TSTM,HNI,KCSTM,HKSTM,DE,GR,HSTM,P1,0,AKAE,DE,
LTV,NI) TEMPV

0002 FMSTM=HNI
0003 LKSTM=4.5*WSTM/P1/DE/PMSTY/NT
0004 F=HKSTM**2.
0005 U=PKSTM**3.
0006 F=AKSTM**2.
0007 PARC=(H/C/R/GR)**(1./D.)
0008 AT=(WSTM-1000.)/20./20./30
0009 PSTN=1.00/KCSTM**(1./73.)/PARC
0010 GR=1./40
0011 KSTM=0.077*KCSTM**(0.4)/PARC
0012 DIV=U/AKAE/HSTM
0013 F=U
0014 END

R E S U L T A D O S

PRESSÃO DE VAPOR DE AQUECIMENTO	2.7500
TEMPERATURA DE VAPOR DE AQUECIMENTO	130.8057
VAZÃO DE VAPOR DE AQUECIMENTO	964.1494
TAXA DE TRANSFERÊNCIA DE CALOR	0.5024E 06

NÚMERO DE TUBOS	37
COMPRIMENTO DOS TUBOS	2.7486
DIÂMETRO EXTERNO DOS TUBOS	0.0381
DIÂMETRO INTERNO DOS TUBOS	0.0348
DISTÂNCIA ENTRE OS TUBOS	0.0476
DIÂMETRO DO CESTÃO	0.3334
ÁREA DE TRANSFERÊNCIA DE CALOR	12.2235
CORFICIENTE DE TRANSF. DE CALOR	1515.4661
FATOR DE INCRUSTAÇÃO	0.1809E-03

VAZÃO DA ALIMENTAÇÃO	1110.0000
CONCENTRAÇÃO DA ALIMENTAÇÃO	0.2500
TEMPERATURA DA ALIMENTAÇÃO	100.4610
VAZÃO DE CONCENTRADO	184.9999
CONCENTRAÇÃO DO CONCENTRADO	1.5000
TEMPERATURA DO CONCENTRADO	103.8106
VAZÃO DE VAPOR	925.0000
VAZÃO DE FLUIDULIZAÇÃO	3.0000
PRESSÃO DE ESPAÇO DE VAPOR	1.0000

CORF. DE TRANS. VAPOR DE AQUEC.	6265.8945
QUEDA DE TEMP. NO CESTÃO	6.6092
QUEDA DE TEMP. NA PAREDE	5.0982
CORF. TOTAL SEM INCRUSTAÇÕES	2057.6641
QUEDA TOTAL EM PRESSÃO	0.00122

TITULO	VAZAO L/HORA	CONSUMO TRACAO	REYNOLDS	HOLD-UP	ESPESSURA DO FILME	QUILDA DE PRESSAO	QUEBRA DE TEMP	COEF DE TRANS DE CALOR	TEMP DO VAPOR	COEFIC TOTAL
0.02273	57.5551	1.2445	2255.274	0.02415	0.2592-03	-0.00001	8.96797	5055.73	102.6163	2344.100
0.05290	54.7100	1.2752	2195.804	0.03357	0.2955-03	0.00001	6.10476	5594.19	103.1947	2250.029
0.07533	52.5550	1.3100	2132.973	0.03286	0.2882-03	0.00006	7.58946	5974.03	103.3227	2308.590
0.10560	49.4201	1.3249	2059.066	0.03220	0.2822-03	0.00011	7.33284	6103.16	103.5152	2335.334
0.13225	46.7750	1.3562	2005.412	0.03154	0.2771-03	0.00017	7.14248	6247.00	103.7229	2362.445
0.15870	44.1500	1.4001	1941.949	0.03066	0.2712-03	0.00025	6.95803	6478.52	103.9182	2380.702
0.18515	41.4850	1.4880	1873.534	0.03018	0.2652-03	0.00029	6.88288	6587.51	104.0902	2395.562
0.21160	38.8200	1.5567	1815.160	0.02949	0.2582-03	0.00036	6.79013	6677.29	104.2811	2407.567

B I B L I O G R A F I A

- (1) COMPANHIA BRASILEIRA DE TECNOLOGIA NUCLEAR. Diretoria de tecnologia e desenvolvimento, Rio de Janeiro. Programa nuclear de referência. Rio de Janeiro, 1974.
- (2) SAUTERON, Jean. Les combustibles nucléaires. Paris, Hermann, 1965.
- (3) BENEDICT, Manson & PIGFORD, Thomas H. Chemical engineering aspects of nuclear power. In: — & —. Nuclear chemical engineering. New York, McGraw - Hill, 1957. p. 1-19.
- (4) RICHARDS, R.B. Aqueous reprocessing—an introduction. In: SYMPOSIUM ON THE REPROCESSING OF IRRADIATED FUELS, Brussels, 1957. Proceedings... Washington, D.C., Atomic Energy Commission, 1957. Book 1.p. 3-21. (TID-7534).

- (5) SEEFELDT, W.B. Corrosion and materials of construction in chemical processing of reactor fuels. In: PROGRESS IN NUCLEAR ENERGY. Series 4; Technology, engineering and safety. New York, Pergamon, 1963. p. 409-46.
- (6) CULLER, F.L. Reprocessing of reactor fuels and blanket materials by solvent extraction. In: INTERNATIONAL CONFERENCE ON THE PEACEFUL USES OF ATOMIC ENERGY, Geneva, 1955. Proceedings... New York, United Nations, 1956. 16v.v.9.p.3-10.
- (7) STOLLER, S.M. Reactor systems effects. In: EUA. Atomic Energy Commission. Reactor handbook; fuel processing. 2nd.ed. New York. Interscience, 1961, 4v. v.2. p. 3-5.
- (8) SLANSKY, C.M. Preparation of fuel for processing. In: FLAGG, John F., ed. Chemical processing of reactor fuels. New York, Academic Press, 1961 . p. 75-124.
- (9) Reactor fuel processing, 4(3): 1-47, July, 1961.
- (10) PRADO, Maria Augusta Silva do. Resfriamento do combustível irradiado. Belo Horizonte, Instituto de Pesquisas Radioativas, 1973. (Tese apresentada como requisito parcial para obtenção do título de Mestre em Ciências e Técnicas Nucleares pela Universidade Federal de Minas Gerais).
- (11) BENEDICT, Manson & PIGFORD, Thomas H. Properties of irradiated fuel. In: — & — . Nuclear chemical engineering. New York, McGraw-Hill, 1957. p.254 - 303.

- (12) BLANCO, R.E. & WATSON, C.D. Head-end process for solid fuels. In: EUA. Atomic Energy Commission. Reactor handbook; fuel processing. 2nd. ed. New York, Interscience, 1961. 4v. v.2. p. 23-106.
- (13) BRUCE, F.R. Auxiliary processes: introduction. In: SYMPOSIUM ON THE REPROCESSING OF IRRADIATED FUELS, Brussels, 1957. Proceedings...Washington, D.C., Atomic Energy Commission, 1957. Book 1. p. 225-43. (TID-7534).
- (14) REAS, W.H. Mechanical fuel handling and chop-leach processing of nuclear power fuels. In: INSTITUTT FOR ATOMENERGI, Kjeller. Reprocessing of fuel from present and future powers reactors. Kjeller, 1967. p. 31-55. (KR-126).
- (15) LONG, J.T. Mechanical operations. In: ————. Engineering for nuclear fuel reprocessing. New York, Gordon and Breach, 1967. p. 327-414.
- (16) LOPES, Maria José de Oliveira. Reator químico para uma usina de reprocessamento de 200 kgU/ dia pelo processo Purex. Belo Horizonte, Instituto de Pesquisas Radioativas, 1974. (Tese apresentada como requisito parcial para obtenção do título de Mestre em Ciências e Técnicas Nucleares pela Universidade Federal de Minas Gerais).
- (17) BLANCO, R.E. Dissolution and feed adjustment. In: SYMPOSIUM ON THE REPROCESSING OF IRRADIATED FUELS, Brussels, 1957. Proceedings...Washington, D.C., Atomic Energy Commission, 1957. Book 1. p. 22-44. (TID-7534).

- (18) BARENDREGT, T.J. Chemical decanning of fuel. In :
INSTITUTT FOR ATOMENERGI, Kjeller. Reprocessing
of fuel from present and future power reactors.
Kjeller, 1967. p. 54-73. (KR-126).
- (19) LAWROSKI, S. & LEVENSON, M. Redox process - a
solvent extraction reprocessing method for
irradiated uranium. In: SYMPOSIUM ON THE
REPROCESSING OF IRRADIATED FUELS, Brussels, 1957.
Proceedings... Washington, D.C., Atomic Energy
Commission, 1957. Book 1. p. 45-68. (TID-7534).
- (20) VOGEL, R.C. & STEUNENBERG, R.K. Fluoride volatility
processes for low alloy fuels. In: SYMPOSIUM ON
THE REPROCESSING OF IRRADIATED FUELS, Brussels,
1957. Proceedings... Washington, D.C., Atomic
Energy Commission, 1957. Book 2. p. 498 - 559 .
(TID-7534).
- (21) BARENDREGT, T.J. Fuel dissolving and off - gas
treatment. In: INSTITUTT FOR ATOMENERGI, Kjeller.
Reprocessing of fuel from present and future
power reactors. Kjeller, 1967. p. 74-86. (KR-126).
- (22) BRUCE, F.R. The Thorex process. In: SYMPOSIUM ON
THE REPROCESSING OF IRRADIATED FUELS, Brussels,
1957. Proceedings... Washington, D.C., Atomic
Energy Commission, 1957. Book 1. p. 180 - 222.
(TID-7534).
- (23) SLANSKY, C.M. Present dissolution methods for
zirconium and stainless steel. In: SYMPOSIUM ON
THE REPROCESSING OF IRRADIATED FUELS, Brussels,
1957. Proceedings... Washington, D.C., Atomic
Energy Commission, 1957. Book 1. p. 244-50. (TID -
7534).

- (24) BLANCO, R.E. Alternate processing methods for zirconium and stainless steel containing fuels. In: SYMPOSIUM ON THE REPROCESSING OF IRRADIATED FUELS, Brussels, 1957. Proceedings... Washington, D.C., Atomic Energy Commission, 1957. Book 1. p. 251-61. (TID-7534).
- (25) LONG J.T. Spent fuel dissolution. In: —. Engineering for nuclear fuel reprocessing. New York, Gordon and Breach, 1967. p. 273-326.
- (26) ALMEIDA, Paulo Gontijo Veloso de. Contribuição ao estudo do reprocessamento: influência de radiólise na extração do rutênio. Belo Horizonte, Instituto de Pesquisas Radioativas, 1973. (Tese apresentada como requisito parcial para obtenção do título de Mestre em Ciências e Técnicas Nucleares pela Universidade Federal de Minas Gerais).
- (27) KRAAK, W. Feed pre - treatments in aqueous reprocessing. In: INSTITUTT FOR ATOMENERGI, Kjeller. Reprocessing of fuel from present and future power reactors. Kjeller, 1967. p.87-100. (KR-126).
- (28) HARMON, M.K. Removal of fission products from feeds. In: SYMPOSIUM ON THE REPROCESSING OF IRRADIATED FUELS, Brussels, 1957. Proceedings... Washington, D.C., Atomic Energy Commission, 1957. Book 1. p. 262-76. (TID-7534).

- (29) LAWROSKI, S. Non-aqueous processing-an introduction.
In: SYMPOSIUM ON THE REPROCESSING OF IRRADIATED FUELS, Brussels, 1957. Proceedings... Washington, D.C., Atomic Energy Commission, 1957. Book 2. p. 479-97. (TID-7534).
- (30) BENEDICT, Manson & PIGFORD, Thomas H. Separation of reactor products. In: - & -. Nuclear chemical engineering. New York, McGraw - Hill, 1957. p. 304-60.
- (31) SCHMETS, J.J. Review of halide volatility processes. In: INSTITUTT FOR ATOMENERGI, Kjeller. Reprocessing of fuel from present and future power reactors. Kjeller, 1967. p. 324-41. (KR-126).
- (32) STEUNENBERG, R.K. & VOGEL, R.C. Fluoride and other halide volatility processes. In: EUA. Atomic Energy Commission. Reactor handbook; fuel processing. 2nd. ed. New York, Interscience, 1961. 4v. v.2. p. 250-310.
- (33) CATHERS, G. I. Fluoride volatility process for high alloy fuels. In: SYMPOSIUM ON THE REPROCESSING OF IRRADIATED FUELS, Brussels, 1957. Proceedings... Washington, D.C., Atomic Energy Commission, 1957. Book 2. p. 560-73. (TID-7534).
- (34) FEDER, H. M. The chemistry of pyrometallurgical processes. A review. In: SYMPOSIUM ON THE REPROCESSING OF IRRADIATED FUELS, Brussels, 1957. Proceedings... Washington, D.C., Atomic Energy Commission, 1957. Book 2. p. 667-718. (TID-7534).

- (35) FEDER, H.M. & DILLON, I. G. Pyrometallurgical processes. In: EUA. Atomic Energy Commission. Reactor handbook; fuel processing. 2nd. ed. New York, Interscience, 1961. 4v. v.2. p. 313-41.
- (36) LONG, J.T. Separation processes. In: ————. Engineering for nuclear fuel reprocessing. New York, Gordon and Breach, 1967. p. 161-272.
- (37) STEUNENBERG, R.K. Pyrometallurgical processing of fast breeder fuel. In: INSTITUTT FOR ATOMENERGI, Kjeller. Reprocessing of fuel from present and future power reactors. Kjeller, 1967. p.452-67. (KR-126).
- (38) SCHMETS, J.J. Various approaches to dry reprocessing. In: INSTITUTT FOR ATOMENERGI, Kjeller. Reprocessing of fuel from present and future power reactors. Kjeller, 1967. p. 468-75. (KR-126).
- (39) STEVENSON, R.L. et alii. Aqueous separation. In: EUA. Atomic Energy Commission. Reactor handbook; fuel processing. 2nd. ed. New York, Interscience, 1961. 4v. v.2. p. 107-234.
- (40) BENEDICT, Manson & PIGFORD, Thomas H. Solvent extraction of metals. In: — & —. Nuclear chemical engineering. New York, McGraw-Hill, 1957. p.204-53.
- (41) BRUCE, F.R. Ion exchange isolation process. In: SYMPOSIUM ON THE REPROCESSING OF IRRADIATED FUELS, Brussels, 1957. Proceedings... Washington, D.C., Atomic Energy Commission, 1957. Book 1. p. 303-31. (TID-7534).

- (42) KRAAK, W. Plutonium purification by ion exchange. In: INSTITUTT FOR ATOMENERGI, Kjeller. Reprocessing of fuel from present and future power reactors. Kjeller, 1967. p. 229-44. (KR-126).
- (43) RYAN, J.L. & WHEELWRIGHT, E.J. Application of anion exchange to the reprocessing of plutonium. In : INTERNATIONAL CONFERENCE ON THE PEACEFUL USES OF ATOMIC ENERGY, 2, Geneve, 1958. Proceedings... Geneve, United Nations, 1958. 33v. v. 17. p.137 - 44.
- (44) WELLS, I. & PEPPER, D. Other wet separation methods. In: FLAGG, John F.ed. Chemical processing of reactor fuels. New York, Academic Press, 1961 . p. 305-48.
- (45) SOARES, Maria Lúcia de Lima. Cálculo de coluna de extração com fosfato de tributílica. Belo Horizonte, Instituto de Pesquisas Radioativas, 1973. (Tese apresentada como requisito parcial para obtenção do título de Mestre em Ciências e Técnicas Nucleares pela Universidade Federal de Minas Gerais).
- (46) FLAGG, J.F. Solvent extraction process based on hexone. In: — . Chemical processing of reactor fuels. New York, Academic Press, 1961.p.249-69.
- (47) ROBERTS, J.T. Reprocessing of thorium fuels. In: INSTITUTT FOR ATOMENERGI, Kjeller. Reprocessing of fuel from present and future power reactors. Kjeller, 1967. p. 298-323. (KR-126).

- (48) STEVENSON, C.E. Solvent extraction process for enriched uranium. In: SYMPOSIUM ON THE REPROCESSING OF IRRADIATED FUELS, Brussels, 1957. Proceedings... Washington, D.C., Atomic Energy Commission, 1957. Book 1. p. 152-79. (TID-7534).
- (49) LAWROSKI, S. & LEVENSON, M. Redox process - a solvent extraction reprocessing method for irradiated uranium. In: SYMPOSIUM ON THE REPROCESSING OF IRRADIATED FUELS, Brussels, 1957. Proceedings... Washington, D.C., Atomic Energy Commission, 1957. Book 1. p. 45-68. (TID-7534).
- (50) HOWELLS, G.R.; HUGHES, T.G.; MacKEY, D.R., SADDINGTON, K. The chemical processing of irradiated fuels from thermal reactors. In: INTERNATIONAL CONFERENCE ON THE PEACEFUL USES OF ATOMIC ENERGY, 2, Geneva, 1958. Proceedings... Geneva, United Nations, 1958. 33v. v.17. p. 3-24.
- (51) NAYLOR, A. TBP extraction systems. Fission product chemistry in relation to TBP processes. In: INSTITUTT FOR ATOMENERGI, Kjeller. Reprocessing of fuel from present and future power reactors. Kjeller, 1967. p. 101-19. (KR-126).
- (52) IRISH, E.R. & REAS, W.H. The Purex process - a solvent extraction reprocessing method for irradiated uranium. In: SYMPOSIUM ON THE REPROCESSING OF IRRADIATED FUELS, Brussels, 1957. Proceedings... Washington, D.C., Atomic Energy Commission, 1957. Book 1. p. 83-106. (TID-7534).

- (53) SIDBALL, T.H. Solvent extraction based on tri-n-butyl phosphate. In: FLAGG, J.F. ed. Chemical processing of reactor fuels. New York, Academic Press, 1961. p. 199-248.
- (54) HULL, H.L. & ZEITLIN, H.R. A design and cost estimate study of a Purex plant. Oak Ridge, Tennessee, Oak Ridge National Laboratory, 1954. (ORNL-1558).
- (55) IRISH, E.R. Description of Purex plant process. Richland, Washington, Atomic Energy Commission, 1959. (HW-60116).
- (56) LONG, J.T. Heat transfer operations. In: ————. Engineering for nuclear fuel reprocessing. New York, Gordon and Breach, 1967. p.469-536.
- (57) CANADA. Patent 742.921. Evaporator for processing radioactive solutions. P. Auchapt; G. Bonzon, R. Sauteray. 20 Sept. 1966.
- (58) SMITH, P.E. et alii. Equipment design-process and mechanical considerations. In: E.U.A. Atomic Energy Commission. Reactor handbook; fuel processing. 2nd. ed. New York, Interscience, 1961. 4v. v.2. p. 536-642.
- (59) JOYCE, A.W.; PEERY, L.C.; SHELDON, E.B. Design vs. performance of process and equipment in a large scale radiochemical separation plant. In: NUCLEAR ENGINEERING AND SCIENCE, Cleveland, 1959. Proceedings... Cleveland, 1958.

- (60) LINDLEY, John. Titanium evaporator for uranium and plutonium liquors. Chem.Eng., 8: 397 - 40, June, 1963.
- (61) BLANCO, R.E. Treatment of low level liquid wastes by evaporation. In: — .Nuclear waste treatment and fuel reprocessing, São Paulo, 1969. Proceedings... São Paulo, Instituto de Energia Atomica, 1957. 4v. v.2.
- (62) ARRUZZA, A.F. Design calculations for the waste system evaporator reboiler WL-300, waste evaporator condenser WL-301, and ejector exhaust condenser WL-302. Oak Ridge, Tennessee, Oak Ridge National Laboratory, 1951. (ORNL-CF-51-10-138).
- (63) FACCHINI, A. Study and experiments on a evaporator for radioactive liquids. Energia Elétrica, 37: 1205-14, Dec. 1960.
- (64) WIBLE, A.E. Continuous evaporation of the Purex process 1CU stream in the ORNL pilot plant. Oak Ridge, Tennessee, Oak Ridge National Laboratory, 1952. (ORNL-522-215).
- (65) MATHERS, W.G. et alii. A miniature extraction plant for fuel processing. Chalk River, Atomic Energy of Canada, Ltd. 1960. (CRCE-980;AECL-1169).
- (66) BLACK, K.M. et alii. Plant design. In: EUA. Atomic Energy Commission. Reactor handbook; fuel processing. 2nd. ed. New York, Interscience, 1961, 4v. v.2. p. 519-35.

- (67) SLANSKY, C.M. Materials of construction. In: SYMPOSIUM ON THE REPROCESSING OF IRRADIATED FUELS, Brussels, 1957. Proceedings...Washington, D.C., Atomic Energy Commission, 1957. Book 3, p. 982-86. (TID-7534).
- (68) WELDING JOURNAL. Stainless steel for welded pressure vessels, v.36. 169S-76S, Apr. 1957. Suplemento.
- (69) SANDVIKENS JERNVERKS AKTIEBOLAG. Sandvik stainless steels; corrosion tables. Stockholm, The Sandvik steel works, c.1964. 89p.
- (70) RABALD, E. Corrosion Guide. 2nd. ed. New York, Elsevier, 1968.
- (71) RUBIN, F. L. et alii. Heat transfer equipment. In: PEERY, J.H., ed. et alii. Chemical engineer's handbook. 4th. ed. New York, McGraw-Hill, 1963. Sect. 11. p. 1-49.
- (72) McCABE, W.L. & SMITH, J.C. Unit operations of chemical engineering. 2nd. ed. New York, McGraw-Hill, 1967.
- (73) KERN, D.Q. Process heat transfer. New York, McGraw-Hill, 1950.
- (74) BADGER, W.L. & BANCHERO, J.T. Introduction to chemical engineering. New York, McGraw-Hill, 1955.

- (75) BROWN, G.G. Unit Operations. New York, John Wiley, 1950.
- (76) YAMOMOTO, J.; MITSUISHI, N.; KADOYA, S. Design and operation of evaporators for radioactive wastes. Vienna, International Atomic Energy Agency, 1968. (Technical Reports Series, 87-STI/DOC/10/87).
- (77) SINEK, J.R. Heat transfer in falling film LTV evaporators. Ann Arbor, Michigan, University Microfilms, 1961. (Tese-Ph.D., Universidade de Michigan).
- (78) VILBRANDT, F.C. & DRYDEN, C.E. Chemical engineering plant design. 4th. ed. New York, McGraw-Hill, 1959.
- (79) TONG, L.S. Boiling heat transfer and two-phase flow. New York, John Wiley, 1965.
- (80) FABREGA, S. Ecoulement d'un fluide diphasique. Rev. Gén. Therm., 5: 219-27, Mars, 1973.
- (81) HEWITT, G.F. & TAYLOR, N.S.H. Annular two - fase flow. Oxford, Pergamon, 1970.
- (82) DUKLER, A.E. & BERGELIN, O.P. Characteristics of flow in falling liquid films. Chemical Engineering Progress, 48 (11): 557-63, Nov. 1952.
- (83) KAYS, W.M. Convective heat and mass transfer. New York, McGraw-Hill, 1966.

- (84) DUKLER, A.E. Dynamics of vertical falling film systems. Chemical Engineering Progress, 55(10): 62-67, Oct., 1959.
- (85) ANDERSON, G.H. & MANTZOURANIS, B.G. Two phase (gas - liquid) flow phenomena - I. Pressure drop and hold-up for two phase flow in vertical tubes. Chemical Engineering Science, 12: 109-26, 1960.
- (86) — & — . Two-phase (gas-liquid) flow phenomena - II. Liquid entrainment. Chemical Engineering Science, 12: (4): 233-42, 1960.
- (87) CHIEN, S.F. & IBELE, W. Pressure drop and liquid film thickness of two-phase annular and annular-mist flows. Journal of Heat Transfer, 86 (2): 89-96, Febr., 1964.
- (88) PORTALSKI, S. & CLEGG, A.J. An experimental study of wave inception on falling liquid films. Chemical Engineering Science, 27: 1257-65, 1972.
- (89) SRIVASTAVA, R.P.S. Liquid film thickness in annular flow. Chemical Engineering Science, 28: 819-24, 1973.
- (90) JAKOB, M. Heat transfer. 4th. ed., New York, J. Wiley, 1965. 2v. v.2.
- (91) McADAMS, W.L. Heat transmission, 3rd. ed., New York, McGraw-Hill, 1954.
- (92) CHUN, K.R. Evaporation from thin liquid films. Ann Arbor, Michigan, University Microfilms, 1969. (Tese-Ph.D., Universidade da Califórnia).

- (93) ANDERSON, G.H.; HASELDEN, G.G.; MANTZOURANIS, B.G.
Two-phase (gas-liquid) flow phenomena-III. The calculation of heat transfer in a vertical long tube evaporator. Chemical Engineering Science, 16: 222-30, 1961
- (94) CHUN, K.R. & SEBAN, R.A. Performance prediction of falling film evaporators. Journal of Heat Transfer. Transactions of the ASME. Series C, 94: 432-36, Nov. 1972.
- (95) MILLS, A.F. & CHUNG, D.K. Heat transfer across turbulent falling films. Int. J. Heat Mass Transfer, 16: 694-96, 1973.
- (96) CHUN, K.R. & SEBAN, R.A. Heat transfer to evaporating liquid films. Journal of Heat Transfer. Transactions of the ASME. Series C, 93 (4): 391-96, Nov., 1971.
- (97) PERROUD, P.; LA HARPE, A.; REBIERE, J. Etude experimentale des coefficients d'échanges thermiques, de flux de chaleur critiques et des pertes de charge avec des mélanges eau-vapeur en écoulement turbulent dans un tube vertical. Grenoble, Commissariat à l'Energie Atomique, Centre d'Etudes Nucléaires, 1960, (CEA - 1853).
- (98) ROHSENOW, W.M. & IBELE, W. Basic concepts of heat transfer. In: — & HARTNETT, J.P. ed. Handbook of heat transfer. New York, McGraw-Hill, 1973. Sec. 1. pt. A.

- (99) WEATHERHEAD, R.J. Nucleate boiling characteristics and the critical heat flux occurrence in subcooled axial-flow water systems. Argonne, III., Argonne National Laboratory, 1963. (ANL-6675).
- (100) LEVY, S. Generalized correlation of boiling heat transfer. Journal of Heat Transfer. Transactions of the ASME. Series C, 81 (2): 37-42, Febr., 1959.
- (101) FOSTER, K.E. & GREIF, R. Heat transfer to a boiling liquid-mechanism and correlations. Journal of Heat Transfer. Transactions of the ASME. Series C, 81 (2): 43-53, Febr., 1959.
- (102) BOWRING, R.W. Physical model, based on bubble detachment, and calculation of steam voidage in the subcooled region on a heated channel./S.L./ Institutt for Atomenergi, OECD, Halden Reactor Project, 1962. (HPR-10).
- (103) LOCKHART, R.W. & MARTINELLI, R.C. Proposed correlation of data for isothermal two-phase, two component flow in pipes. Chemical Engineering Progress, 45 (1): 39-48, Jan., 1949.
- (104) HSU, Y.Y. On the size range of active nucleation cavities on a heating surface. Journal of Heat Transfer. Transactions of the ASME. Series C, 84: 207-16, Aug., 1962.

- (105) COLLIER, J.G. & PULLING, D.J. Heat transfer to two-phase gas-liquid systems - part II-further data on steam/water mixtures in the liquid dispersed region in an annulus. Harwell, Atomic Energy Research Establishment, 1962. (AERE-R-3809).
- (106) DENGLER, C.E. & ADDOMS, J.N. Heat transfer mechanism for evaporation of water in a vertical tube. Chemical Engineering Progress, Symposium Series, 52 (18): 95-103, 1956.
- (107) BERNATH, L. A theory of local-boiling burnout and its application to existing data. Chemical Engineering Progress, Symposium Series, 56, (30): 95-116, 1960.
- (108) KUTATELADZE, S.S. & BORISHANSKII, V.M. A concise encyclopedia of heat transfer. London, Pergamon, 1966.
- (109) SMITH, J.M. & VAN NESS, H.C. Introduction to chemical engineering thermodynamics. 2nd. ed. New York, McGraw-Hill, 1965.
- (110) JAKOB, M. Heat transfer. 10th. ed. New York, J. Wiley, 1967. 2v., v.1.
- (111) KNUDSEN, J.G. & KATZ, D. L. Fluid dynamics and heat transfer. University of Michigan, Engineering Research Institute, 1954.

- (112) FAJEAU, M. Programme flica. Etude thermodynamique d'un reacteur on d'une boucle d'essai. Saclay, Commissariat à l'Energie Atomique, Centres d'Etudes Nucléaires, 1969. (CEA-R-3716).
- (113) KREITH, F. Principles of heat transfer. 2nd. ed. Scranton, Penn., International Textbook, 1965 .
- (114) GAGGERO, G. & PANELLA, B. Lupo - a program for prediction of steady state temperature, flow rate and pressure drops in a closed pressurized water loop with or without boiling. Luxembourg, European Atomic Energy Community, 1967. (EUR-3643e).
- (115) WALLIS, G.B. One-dimensional two - phase flow. New York, McGraw-Hill, 1969.
- (116) KARETNIKOV, U.P. Investigation of heat transfer in a boiling liquid film. Russia, Zhur.Tekhn. Fiziki, 24 (2): 193-99, 1954.
- (117) RYCHKOV, A.N. & POSPELOV, V.R. Heat transfer during film evaporation of caustic soda solutions. Khim. Prom., 5: 426-29, 1959.
- (118) SINEK, J.R. & YOUNG, E.H. Heat transfer in falling film long-tube vertical evaporators. Chemical Engineering Progress, 58 (12): 74-80, Dec., 1962.
- (119) SLANSKY, C.M. Physical properties of the uranyl nitrate, aluminium nitrate, nitric acid and water systems. In: BRUCE; FLETCHER; HYMAN . PROGRESS IN NUCLEAR ENERGY, Series III. London, Pergamon, 1958. v.2.

- (120) FRAAS, A.P. & OZISIK, M.N. Heat exchanger design.
New York, John Wiley, 1965.
- (121) KRIGENS, A.G. A compilation of physical and
chemical properties of materials and streams
encountered in chemical processing department.
Richland, Wash., Atlantic Richfield Company,
1968. (ARH-724 ADD).
- (122) JOSLYN STAINLESS STEELS. Joslyn data sheets.
Chicago, 1967.
- (123) CHERNYAEV, I.I. Uranyl nitrate compounds. In: —,
ed. Complex compounds of uranium. Trad.Mandel,
L. Jerusalem, Israel Program for Scientific
Translations, 1966. p. 239-253.
- (124) CORDFUNKE, E.H.P. The chemistry of uranium;
including its applications on nuclear technology.
Amsterdam, Elsvier, 1969.
- (125) HART, R.G. & MORRIS, G.O. Crystallization temperatures
of uranyl nitrate - nitric acid solutions. In:
BRUCE; FLETCHER; HYMAN. PROGRESS IN NUCLEAR
ENERGY, Series III. London, Pergamon, 1958.v.2.
- (126) DAY, H.O. & SECOY, C.H. Physical properties of
uranyl nitrate-water systems. In: EUA. Atomic
Energy Commission. Reactor handbook; engineering.
New York, McGraw-Hill, 1955. p. 594-606.

- (127) MEYER, C.A., McCLINTOCK, R.B.; SILVESTRI, G. J. ;
SPENCER, R.C. Jr. 1967 ASME steam tables ;
thermodynamic and transport properties of steam.
New York, 1967.
- (128) WILLIAMSON, I.M. Computing properties of saturated
steam. Chemical Engineering, 15: 128, May, 1972.
- (129) GODBEE, H.W. Use of evaporation for the treatment
of liquids in the nuclear industry. Oak Ridge,
Tennessee, Oak Ridge National Laboratory, 1973.
(ORNL-4790).

Composto e Xerografado
na Seção de Expediente - Setor de Reprografia
do Instituto de Pesquisas Radioativas