

구리밀봉 증기발생기의 열적크기 계산을 위한 프로그램 개발

김익광 · 김연식 · 어재혁 · 김성오 · 백병준*

한국원자력연구소, *전북대학교 기계공학부

E-mail : ekkim1@kaeri.re.kr, baekbj@chonbuk.ac.kr

Development of a Computer Program for Thermal Sizing of a Copper Bonded Steam Generator

Eui-Kwang Kim, Yeon-Sik Kim, Jae-Hyuk Eoh, Seong-O Kim and Byung-Joon Baek*

Korea Atomic Energy Research Institute

*Division of Mechanical Engineering, Chonbuk National University

요 약

구리밀봉 증기발생기의 열적크기 계산을 위한 1차원 열수력코드를 개발하였다. 고온 및 저온측 전열관사이의 구리의 열전도는 1차원으로 가정하고, 전열관 피치의 함수로 열저항을 구하였다. 물/증기측 유동영역은 아냉, 포화핵비등, 포화막비등, 과열영역의 4 구간으로 구분하였다. 매개변수 연구를 위한 전열관갯수는 250에서 3500이며, P/D비율은 각각 1.4, 1.6, 1.8로 하였다. 계산결과, 전열관갯수가 2500일 때 전열관길이는 약 12 m, 직경은 약 3 m이다. P/D를 증가시키면 구리에 의한 열저항 성분이 증가하지만 전열관 길이는 큰 차이가 없음을 알 수 있었다.

Abstract — A one-dimensional thermal-hydraulic analysis computer program is developed for thermal sizing of a copper bonded steam generator. It is assumed that the conduction heat transfer of copper region between the hot side and the cold side tube is one-dimensional and its thermal resistance is derived as a function of a tube pitch. The flow regions of the water/steam side are divided into four regions: subcooled, saturated, film boiling, and super-heated. The number of tube selected ranges from 250 to 3500 and the pitch to tube diameter (P/D) ratios are 1.4, 1.6 and 1.8 for the parametric study calculation. The calculation results showed that when the number of tube was 2500, the length of the heating tube was about 12 m and the outside diameter of the steam generator was about 3 m. If the P/D ratio increases, the thermal resistance of copper component also increases, however the length of the heating tube is not so much increased.

1. 서 론

한국원자력연구소에서는 150 Mwe급의 소듐냉각 액체 금속원자로 개념인 칼리머(KALIMER : Korea Advanced Liquid Metal Reactor)의 개념설계를 수행하고 있다. 액체금속로의 냉각재로 사용되는 소듐은 전도성이 뛰어나고 다른 열유체적 특성 또한 좋기 때문에 액체금속로의 냉각재로 많이 사용된다. 그러나 물과 접촉하게 되면 화학적 반응이 급격히 발생하기 때문에 이를 방지하기 위한 중간열전달계통과 소듐-물 반응사고에 대비한 장치 등이 필요하다. 이와 같은 설비는 발전소 건설비용을 증

가시켜 액체금속로의 발전비용단가를 상승시키는 요인이 되므로 소듐-물 반응사고가 일어나지않는 중간열교환기-증기발생기 일체형 증기발생기를 고안할 필요가 있다.

본 연구에서는 중간열전달계통 단순화를 위한 원자로 개념 중¹⁾에서 구리의 뛰어난 열전도성을 이용한 구리밀봉 증기발생기의 열적크기를 계산하고, 열전달 특성분석 결과를 기술하였다. 구리밀봉 증기발생기는 고온유체, 저온유체 각각 자신의 전열관이 있고, 이 두 종류의 전열관 사이를 고체구리로 채우고 있는 형태이다. 이와 같은 구조에서 고체의 구리 구조물에 의한 소듐측과 물/증기계의 분리가 가능하므로, 소듐-물 반응사고(Sodium-

Water reaction) 사고를 배제할 수 있는 큰 장점이 있고, 또한 이와 관련한 설비와 중간열전달계통이 없어도 되므로 건설비용을 줄일 수 있다.

작업의 접근방법으로는 기수행 연구^{[2][3]}을 통해 개발된 헬리컬 코일형 증기발생기 설계해석 프로그램 HSGSA를 참조하였다. 전열관은 전열관 각각의 열유체적 조건이 동일하다는 가정하에 1차원으로 해석하고, 해석범위는 정상상태시 소듐 및 물/증기측 각각의 전열관 개수가 250개에서 3500개까지, 피치대비 전열관 전열관 각각의 직경비 P/D는 1.4, 1.6, 1.8이다.

이 논문에서는 먼저 프로그램의 계산모델과 구조를 소개하고, 다음으로 칼리머의 설계를 열전달 특성분석의 기준 및 필요한 경계조건으로 한 열유체적 조건하의 해석 결과를 논의하였다.

2. 해석방법

증기발생기 해석체제 개발을 위한 모델링 및 가정은 다음과 같다. 전열관은 직관형을 이용하고, 전열관 배치 형태는 사각형으로 한다(Fig. 1 참조). 소듐과 물/증기측 전열관사이 구리영역의 열전달은 1차원 열전도로 가정하였다. 또한 구리영역의 축방향 열전달은 없는 것으로 가정하였다. 구리와 전열관사이의 갭(gap)열저항은 없는 것으로 가정하였다. 전열관의 직경은 전열관의 길이에 비하여 매우 작으므로 전열관의 열수력해석은 1차원으로 하고, 유한차분법으로 해를 구한다.

2-1. 지배방정식 및 열전달 계산모델

(가) 연속방정식

일차원 모델의 연속방정식은 상대적으로 단순하며 다음과 같이 나타낼 수 있다. 즉,

$$w_s = \text{const.}$$

$$w_w = \text{const.}$$

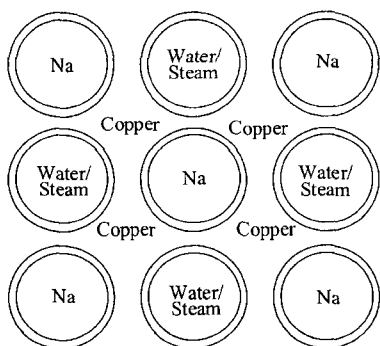


Fig. 1. Tube matrix in copper.

여기서, w_s : sodium flow rate, w_w : water flow rate

(나) 운동방정식

각 제어체적(control volume)의 전압력강하는 세가지 형태로 나눌 수 있다. 즉, 가속도항, 마찰저항항, 그리고 중력항으로서 다음의 식으로 나타낼 수 있다.

$$\Delta p = \Delta p_{acc, i} + \Delta p_{fric, i} + \Delta p_{grav, i}$$

여기서, $\Delta p_{acc, i}$: accelerational pressure drop

$$= \left(\frac{G_w^2}{\rho} \right)_i - \left(\frac{G_w^2}{\rho} \right)_{i-1}$$

$\Delta p_{fric, i}$: frictional pressure drop

$$= f \frac{\Delta L_i G_w^2}{d_i 2\rho_f} + f \frac{\Delta L_{2\phi} G_w^2}{d_i \bar{\phi}_{10} 2\rho_f} + f \frac{\Delta L_g G_w^2}{d_i 2\rho_g}$$

$\Delta p_{grav, i}$: gravitational pressure drop

$$= \rho_j g \Delta L_i + (\bar{\rho}) g \Delta L_{2\phi} + \rho_g g \Delta L_g$$

$\bar{\phi}_{10}^2$: two-phase multiplier

$\langle \bar{\rho} \rangle_i = \frac{\langle \rho \rangle_i + \langle \rho \rangle_{i-1}}{2}$: average density for the i -th control volume

$\langle \rho \rangle_i = \frac{1}{V_f + \langle x \rangle_i V_g}$: average density for the i -th node

위 압력손실 모형은 주로 물/증기튜브측의 유동에 관한 것이지만 이상유동과 기체 단상 유동을 제외하면 소듐측에도 적용할 수 있는 것이다.

(다) 에너지 방정식

각 제어체적(control volume)의 에너지 방정식은 다음의 식으로 나타낼 수 있다.

소듐 및 물/증기튜브사이의 열전달은

$$\Delta Q = U \Delta A_i \Delta T_o$$

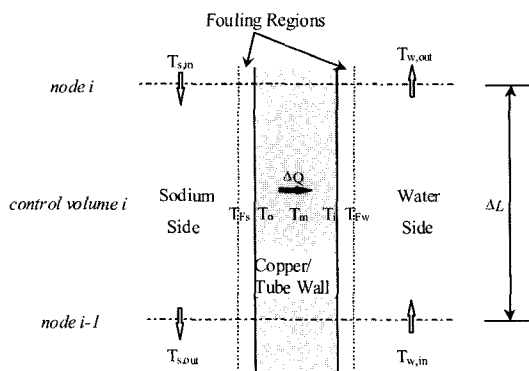


Fig. 2. Calculation model of a control volume for heat transfer.

소듐 유동을 통한 열전달은

$$\Delta Q = w_s(h_{s,in} - h_{s,out})$$

물/증기 유동을 통한 열전달은

$$\Delta Q = w_w(h_{w,out} - h_{w,in})$$

여기서, ΔT_o : 평균 온도차

$$= \frac{(T_{s,in} + T_{s,out})}{2} - \frac{(T_{w,in} + T_{w,out})}{2}$$

ΔA_i : 전열면적

$$= \pi d_i \Delta L$$

2-2. 해석체제

증기발생기의 열적크기 계산은 주어진 열용량을 전달하기 위해 필요한 열전달 면적을 계산하는 것으로, 계산 알고리즘은 참고문헌^{[3])}의 HSGSA의 알고리즘을 이용

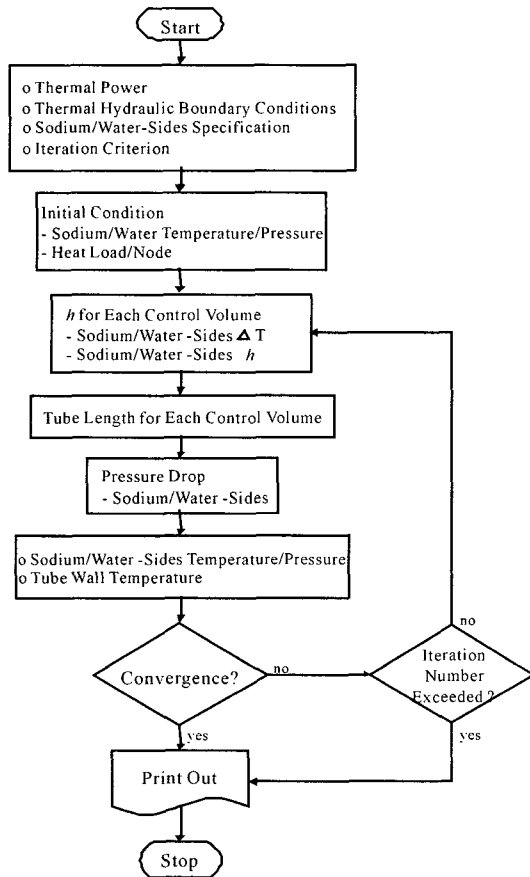


Fig. 3. Calculation algorithm for thermal sizing.

하였다. 이를 위해 HSGSA 프로그램에서 헬리컬코일 특성과 관련한 부분과 전열관사이의 열저항에 관한 내용, 전열관의 마찰계수 상관식 및 열전달 상관식 등을 목적에 맞도록 수정하였다. 계산을 위한 프로그램의 구조는 Fig. 3과 같다.

2-3. 전열관 사이 고체구리의 열저항

소듐과 물/증기측 전열관사이 열전달경로의 열저항은 Fig. 4와 같다.

열저항 중에서 구리영역의 열저항은 전열관 외벽의 구리에서 시작하여 전열관사이 중간지점까지를 산정하고, 열평형식에는 이 값의 두 배를 적용한다. 미소면적에 대한 열평형식에서 구리열전도 저항은 다음과 같이 구할 수 있다.

$$q_x = -k \cdot A_x \cdot \frac{\partial T}{\partial x}$$

$$q_{x+dx} = q_x + \frac{\partial}{\partial x} \left(-k \cdot A_x \cdot \frac{\partial T}{\partial x} \right) dx$$

미소면적에 대한 열평형식에서

$$\frac{\partial}{\partial x} \left(-k \cdot A_x \cdot \frac{\partial T}{\partial x} \right) dx = 0$$

이를 적분하면

$$-k \cdot A_x \cdot \frac{\partial T}{\partial x} = 0$$

온도가 x만의 함수이고, 구리영역 대칭면의 기하형태는 정사각형이므로 전열관 중심에서 거리가 x일 때 미소면적의 높이는 2x이고, 면적은 $A_x = 2x^2$ 이다. 이를 대입하고, 적분한 후 경계조건을 적용한다.

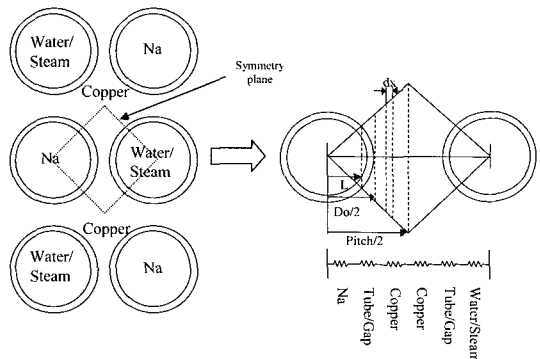


Fig. 4. Thermal resistance between water and sodium tubes.

경계조건;

1) $x=L, T=T_w$

2) $x=Pitch/2, T=T_c$ 이고,

$\Delta T=T_w-T_c$ 일 때 열전달율과 구리의 열저항은 다음과 같다.

$$q_x = -k \frac{2\Delta T}{\ln\left(\frac{L}{Pitch/2}\right)}$$

$$R = \frac{\ln\left(\frac{Pitch/2}{L}\right)}{2k}$$

따라서 전열관의 내부단면적을 기준으로 할 때 총열전달계수는 다음식과 같다.

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_s} + \frac{1}{h_{fs}} + \frac{2A_i}{2\pi k_{tube}} \ln\left(\frac{d_o}{d_i}\right) + \frac{2A_i}{2k_{copper}} \ln\left(\frac{Pitch/2}{L}\right) + \frac{1}{h_{fw}} + \frac{1}{h_w}$$

구리의 시작위치를 왼쪽 전열관의 중심에서 거리 L지점에서 시작하면 보수적인 전열면적이 계산되지만, L지점과 외벽까지의 길이(Do/2-L)대비 전열관사이의 구리중심에서 L까지의 길이(Pitch/2-L) 비율은 약 32%이다. 그러나 정확한 구리열저항 시작지점은 두 지점 사이의 중간부근이 예상되므로 약 16%의 구리길이 방향 열저항이 추가된 것으로 볼 수 있고, 결과 Fig. 12에서 전체 열저항 중에서 구리의 열저항성분은 약 13% 이므로, 결과로 약 2% 정도의 보수성이 가미된다고 예상할 수 있다.

구리영역의 축방향 열전달을 무시한 가정된 것과 관련하여 유동영역이 단상대류에서 포화비 등으로 바뀌는 지점에서 축방향 및 반경방향 열속을 비교한 결과, 축방향 열속은 반경방향 열속의 약 1.4%로 그 양이 상대적으로 적기 때문에 반경방향 1 차원 열전도해석은 타당한 것으로 판단된다.

2.4. 전열관의 마찰계수 상관식 및 열전달 상관식

열전달과 마찰압력강하 계산을 위한 상관식은 다음과 같다. 물/증기측의 열전달은 유동영역에 따라 크게 네 부분으로 구분하고, 포화지역은 건조(Dryout)지점을 전후로 포화핵비등과 포화막비등 영역으로 구분하여 적용하였다. 불결계수(Fouling factor)는 물/증기측에 25,000 W/m²·°C을 적용하였다.

- 직관 마찰계수상관식
- 단상 : Colebrook^[6]

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -2 \log_{10} \left[\frac{\lambda D}{3.7} + \frac{2.51}{Re \sqrt{f}} \right]$$

- 이상 마찰계수 : Jones^[6]

- 물/증기측 열전달 상관식

- Pre-heat region : Dittus-Boelter^[6]

$$Nu = 0.023 Re^{0.8} Pr^{0.4}$$

- Two phase region : Chen^[6]

Chen (modified for h_c) : $h_b = Sh_b + Fh_c$

Where, F: Reynolds number factor

S: suppression factor

$$h_c = 0.023 \left(\frac{k}{d_i}\right) (1-x)^{0.8} Re^{0.8} Pr^{0.4}$$

$$h_b = 0.00122 \left[\frac{k_i^{0.79} C_{p_i}^{0.45} \rho_i^{0.49}}{\sigma^{0.5} \mu_i^{0.29} h_{fg}^{0.24} \rho_g^{0.24}} \right] \Delta T_{sat}^{0.24} \Delta P_{sat}^{0.75}$$

- Film boiling region : Bishop *et al.*^[7]

$$Nu_f = 0.0193 Re_f^{0.8} Pr_f^{1.23} \left[x + (1-x) \left(\frac{\rho_g}{\rho_f}\right)^{0.68} \left(\frac{\rho_g}{\rho_f}\right)^{0.068} \right]$$

(Water side - Critical Quality)

Duchatelle *et al.*^[8]

$$x = 1.69 \times 10^{-4} q^{0.719} G^{-0.212} e^{2.5 \times 10^{-8} p}$$

- Super-heat region : Heinemann^[9]

$$Nu = 0.0133 Re^{0.84} Pr^{0.333}$$

- 물/증기측 Fouling factor : 25,000 W/m²·°C

- 소동측 열전달 상관식

- Lubarsky-Kaufman^[5]

$$Nu = 0.625 Pe^{0.4}$$

3. 해석결과

Table 1에 해석증기발생기의 제원과 경계조건이 있다.

Table 1. Reference plant conditions for the thermal sizing.

Heat load [MWt]	198.35
Sodium flow rate [kg/s]	1071.6
Water/steam flow rate [kg/s]	87.74
Number of tubes [1, 2 side each]	250~3500
OD of tube [m]	0.023
ID of tube [m]	0.016
P/D	1.6
Sodium inlet temperature [°C]	530
Sodium exit temperature [°C]	386.2
Water inlet temperature [°C]	230
Steam exit pressure [MPa]	15.5
Tube material	SS304

Table 2. Sample calculation (number of tubes=2500, each side)

	물			소듐		LMTD	Q	U	Area=Q/(U* LMTD)	길이=A/(NπD)
	온도, °C	엔탈피	엔탈피 차이	온도차이, °C	온도, °C					
입구	230	9.94E+05			385.1					
포화	344.8	1.63E+06	6.37E+05	40.8	425.9	114.2	5.59E+07	1123.9	435.4	3.5
포화(x=0.7)	344.8	2.31E+06	6.79E+05	43.5	469.4	101.3	5.95E+07	2073.4	283.3	2.3
포화	344.8	2.60E+06	2.91E+05	18.6	488.1	133.7	2.55E+07	1849.8	103.1	0.8
출구	483.2	3.25E+06	6.54E+05	41.9	530	86.2	5.74E+07	733.3	907.4	7.2
					(소듐 입구)			(합계)	1729.2	13.8

여기서 전열용량과 유량은 칼리머 원자로에 2대의 증기 발생기를 산정한 것이다. 해석시에는 경제조건을 포함한 모든 조건은 동일하고, 단지 전열관갯수를 달리하여 전체 필요한 열전달면적을 계산하였다.

해석결과와 분석에 앞서 해석결과와 타당성 여부를 확인할 필요가 있으나, 현재로는 실험자료나 설계자료를 구하기가 어려우므로 마이크로소프트-엑셀을 이용하여 간이계산으로 결과를 비교하였다. 엑셀계산에 필요한 입력 자료는 1차계통과 물/증기계통의 유량과 입출구온도, 입출구압력에 따른 밀도, 점성도, 프란틀수, 열전도도, 비열 등의 열유체적자료와 튜브의 크기, 개수, 튜브재질의 열전도도, 사각형 튜브배치의 P/D값을 입력한다. 또한 튜브와 튜브사이의 재질인 구리에 대한 열전도도를 함께 입력한다.

다음은 이를 이용하여 열전달해석에 필요한 열전달계수를 구한다. 소듐측의 열전달계수는 Lubarsky-Kaufman 상관식을 적용하고, 입력된 유량과 튜브개수로부터 유속과 Re수 등을 구한다.

$$Nu=0.625(Pe)^{0.4} : \text{Lubarsky-Kaufman 상관식}$$

물/증기측 열전달계수는 유동영역이 아냉영역, 비등영역, 과열영역으로 구분되고, 비등영역은 건도가 약 70%를 전후하여 건조(dryout)가 발생하여 열전달계수의 값이 차이가 나므로 구분하고, 본 계산에서는 건도가 70%까지는 6000 Btu/ft²/hr°F(34000 W/m²/(C), 건도가 70% 이후에는 2000 Btu/ft²/hr°F(11400 W/m²/(C)을 적용하였다¹⁾. 아냉영역과 과열영역은 modified Colburn 상관식을 적용하였다.

$$Nu=0.019(Re)^{0.8}(Pr)^{1/3} : \text{modified Colburn 상관식}$$

여기서 구한 열전달계수와 앞의 2.3절에 주어진 총열전달계수 식을 적용하여 총열전달계수를 구한다.

다음 단계에서는 필요 열전달면적을 구하기 위하여 먼저 물/증기측 튜브는 출구에서 입구까지 건도 70%인 지점을 포함하여 4개 구간으로 나눈다. 각 지점의 엔탈피는 입력에서 구할 수 있고, 각 구간별 전열량을 구한다. 각 전열량과 소듐측 유량, 비열로부터 구간별 소듐측 온도도감소분을 구할 수 있다. 따라서 물/증기측과 소듐측 양측의 온도분포로부터 대수평균온도차(LMTD)를 구하고, 앞서 구한 총열전달계수와 함께 필요 열전달면적을 구할 수 있다. 튜브의 길이는 튜브의 내면을 기준으로 구한다. Table 2는 튜브개수가 2500개일 때의 샘플계산 예이다.

Fig. 5에 P/D가 1.6일 때 튜브개수를 250~3500개로 변화시켰을 때 간이계산결과와 프로그램의 해석결과를 비교하였다. 튜브개수가 2000개 이상에서 약 17%의 차이가 있으나, 이는 간이계산의 전열관 위치별 물성치 및 열전달계수값을 대표적인 4군데만을 선정하여 계산한 결과이며, 두 방법에 의한 계산결과와 전반적인 경향은 비슷함을 볼 수 있고, 따라서 해석결과는 타당성을 가진 것으로 판단된다.

Fig. 6은 전열관갯수 대비 열전달면적의 관계를 나타낸 그림이다. 그림에서 전열관갯수가 약 400일 때 열전달면적이 최소가 됨을 볼 수 있다. 이는 열전달면적은

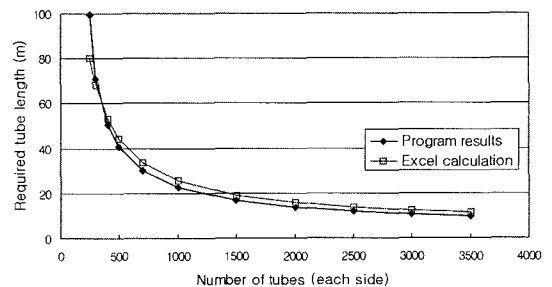


Fig. 5. Comparison of required tube length.

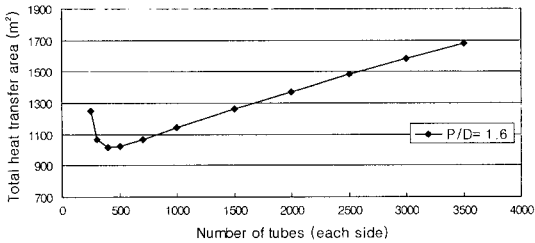


Fig. 6. Heat transfer area vs. number of tubes.

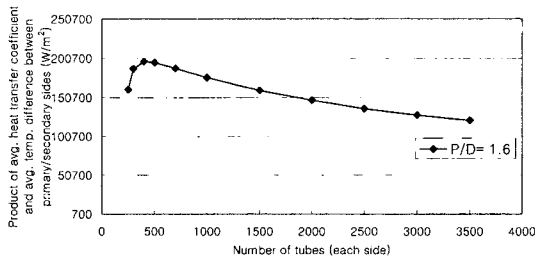


Fig. 7. Product of average heat transfer coefficient and average temperature difference between primary/secondary sides vs. number of tubes.

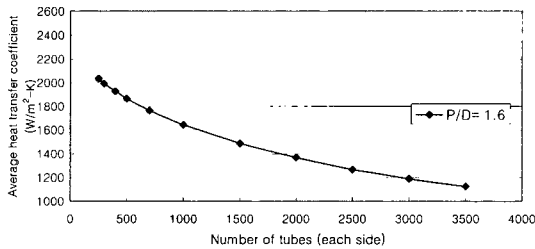


Fig. 8. Average heat transfer coefficient vs. number of tubes.

평균열전달계수와 1차/2차측의 평균온도차의 곱에 반비례하기 때문이다. Fig. 7은 전열관갯수 대비 평균열전달계수와 1차/2차측의 평균온도차의 곱에 대한 그림이다. 여기서 평균값은 전열관 길이중치 평균값이다.

Fig. 8은 평균열전달계수에 관한 것으로, 전열관갯수가 증가함에 따라 값이 감소하는데, 이는 전열관갯수가 증가함에 따라 전열관유로면적이 증가하고, 따라서 유속과 레이놀즈수가 감소하여 열전달계수가 감소하게 된다. 이와 함께 열전달계수가 높은 비등영역이 차지하는 비율 또한 약간 감소하기 때문이다.

Fig. 9는 2차측의 포화온도는 전열관갯수가 감소함에 따라 증가하는데 그 이유는 전열관수가 감소함에 따라 필요한 전열관 길이는 길어지고, 전열관내 압력손실이 커지는데 출구증기압력을 고정시켰기 때문에 아냉영역과

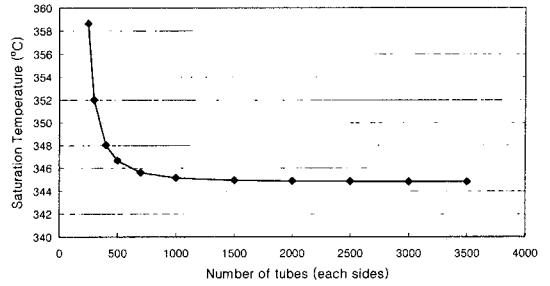


Fig. 9. Saturation temperature vs. number of tubes.

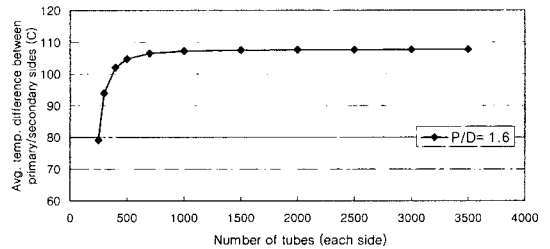


Fig. 10. Average temperature difference between primary/secondary sides vs. number of tubes.

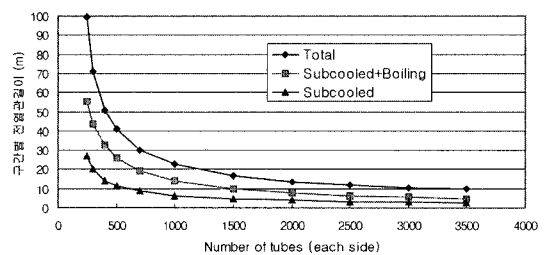


Fig. 11. Tube length vs. number of tubes (P/D=1.6).

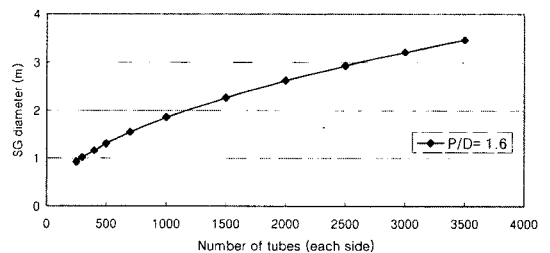


Fig. 12. Steam generator diameter vs. number of tubes.

비등영역의 포화압력이 올라가기 때문이다.

Fig. 10의 1차/2차측의 평균온도차는 전열관갯수가 감소함에 따라 감소하는데 그 이유는 전열관수가 감소함에 따라 아냉영역과 비등영역의 포화온도가 증가하고, 비등영역의 차이와 유속 증가에 따른 열전달계수 변화로

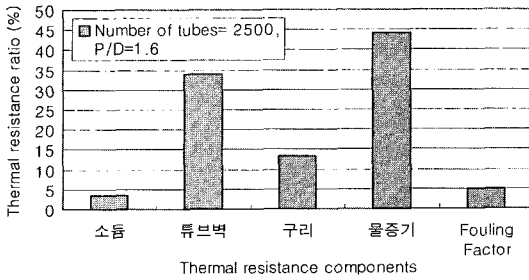


Fig. 13. Comparison of thermal resistance ratios.

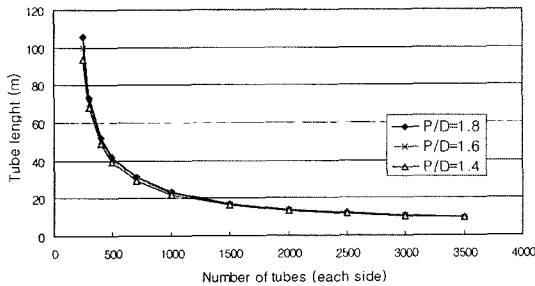


Fig. 14. Comparison of tube length with P/D variation.

인한 차이 때문이다.

Fig. 11, 12는 전열관갯수 대비 전열관 길이와 증기발생기 직경이다. Fig. 11에서는 전체전열관 길이 중에서 아냉영역과 비등영역이 차지하는 길이의 정도를 볼 수 있다. 전체전열관 길이중에서 아냉영역은 전체전열관의 약 30%, 비등영역은 전열관갯수가 적을 때는 약 30%, 전열관갯수가 약 3000개일 때 약 20%를 차지한다. Fig. 12에서 증기발생기 직경은 전열관갯수가 약 2500일 때 약 3m이다.

Fig. 13은 전열관사이 열저항요소의 성분비율을 나타낸 것으로 전열관벽의 전도저항이 약 34%, 물증기측 열전달저항이 약 44%로 가장 큰 성분이고, 소듐은 약 4%, 구리의 전도저항은 약 13% 정도를 차지한다. Fig. 14는 전열관 갯수 2500개 일 경우 P/D를 1.4, 1.6, 1.8로 변화시켰을 때 전열관 길이로 전열관 길이는 거의 차이가 없음을 볼 수 있다. 이는 P/D가 증가하면 구리에 의한 열저항성분이 증가하지만 Fig. 13에서 볼 수 있듯이 전체 열저항 중에서 구리의 열저항 비율이 약 13%로 그 영향이 크지 않기 때문이다.

Fig. 15는 전열관 P/D가 1.6이고, 개수가 2500개일 때 전열관 위치별 물/증기측 및 소듐측 온도, 양측 사이의 전열관 벽 및 중간 구리의 온도분포에 대한 내용이다. 튜브길이 중간위치에서 물/증기측 튜브벽의 온도가 갑자기 약간 증가하는 것을 볼 수 있는데, 이는 이 지점에서 건조(Dryout)가 발생하기 때문이다. Fig. 16은 전열

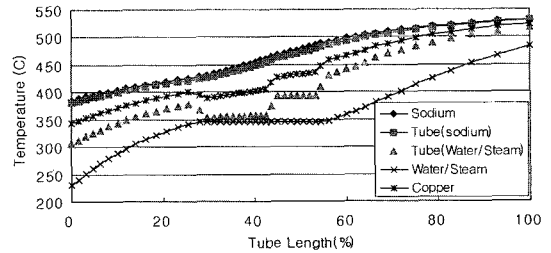


Fig. 15. Temperature distribution along tube position (number of tube, 2500).

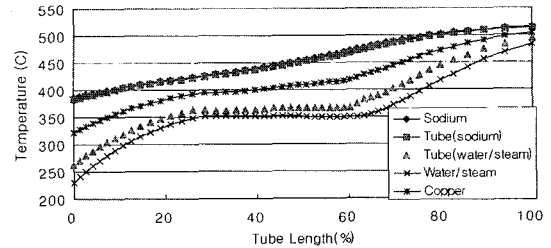


Fig. 16. Temperature distribution along tube position (number of tube, 300).

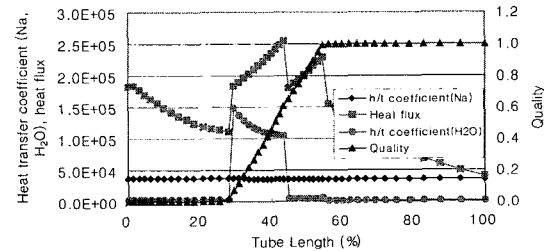


Fig. 17. Distribution of heat transfer coefficient (Na, H₂O), heat flux, quality along tube position (number of tube, 2500).

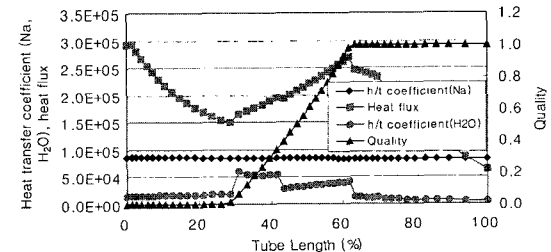


Fig. 18. Distribution of heat transfer coefficient (Na, H₂O), heat flux, quality along tube position (number of tube, 300).

관 P/D가 1.6이고, 개수가 300개일 때 전열관 위치별 온도분포에 대한 내용이다.

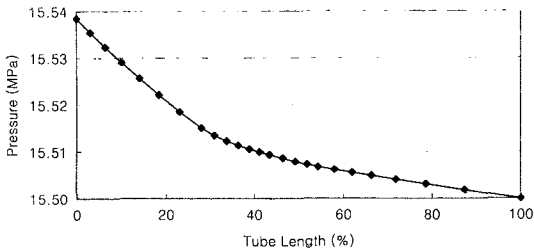


Fig. 19. Pressure distribution along tube position (number of tube, 2500).

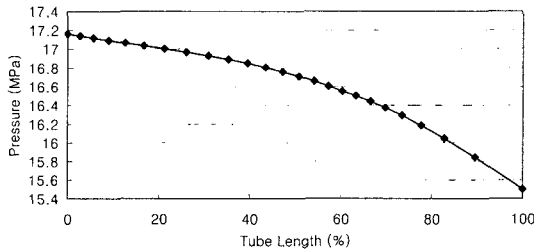


Fig. 20. Pressure distribution along tube position (number of tube, 300).

Fig. 17, 18은 튜브개수가 2500, 300개일 때 전열관 위치별 열전달계수(Na, H₂O), 열속(Heat flux), 건도(Quality)분포이다. 튜브개수가 2500개일 때 300개 경우에 비하여 포화영역의 열전달계수가 훨씬 높은 값을 가지는데 이는 튜브개수가 많아질수록 전열관당 유량은 적어지고, 포화지역에 적용한 Chen 열전달상관식에서 유량이 적어질수록 억제인자(Suppression factor), S값은 커지고, 유량이 많아지면 적어지기 때문이다.

Fig. 19, 20은 튜브개수가 2500, 300개일 때 물증기 측 전열관내의 위치별 압력분포다. Fig. 19에서 초기 압력강하기울기가 큰 것은 액상 물에 의한 증력항의 영향이 크기 때문이고, Fig. 20에서 이상유동 이후에 압력강하율이 커지는 것을 볼 수 있는데 이는 이상마찰승수(Two-phase multiplier)의 값이 건도가 증가할수록 증가하고, 또한 유속이 빨라지기 때문이다.

4. 결 론

1차원 열수력해석 방법을 이용하여 구리밀봉 증기발생기에 대한 열유체해석체제를 개발하였다.

이를 이용하여 해석한 결과 전열관 개수가 약 2500개 정도일 때 요구되는 전열관 길이와 직경은 칼리머의 설계치와 비교할 때, 현실성 있는 크기로 여겨진다.

P/D를 증가시키면 구리에 의한 열저항 성분이 증가하지만 전열관 길이는 큰 차이가 없다.

감사의 글

이 연구는 과학기술부에서 주관한 원자력 증장기 연구계획의 일환으로 수행되었습니다.

사용기호

- A : 열전달면적, m²
- ΔP : 압력손실, Pa 혹은 N/m²
- C_p : 비열, J/kg·°C
- D_i : 전열관 내경, m
- D_o : 전열관 외경, m
- f : 마찰계수
- g : 증력기속도, m/sec
- G : mass flux, kg/m²-sec
- h : 열전달계수, W/m²-°C
- k : 열전도도, W/m-°C
- L : 길이, m
- N : 전열관 개수
- Nu : Nusselt number, hd/k
- Pr : Prandtl number, Cpμ/k
- Q, q: 전열량, W
- Re : Reynolds number, ρvd/μ
- T : 온도, °C
- U : 총열전달계수, W/m²-°C
- w : 유량, kg/sec
- μ : absolute viscosity, kg/m-sec
- Φ₀² : two-phase multiplier
- ρ : 밀도, kg/m³
- ◊ : node의 평균량
- ◊ : control volume의 평균량

하첨자

- acc : acceleration term
- avg : average
- b : boiling
- c : convection
- fric : friction term
- Fw : water side fouling
- Fs : sodium side fouling
- g : gas
- grav: gravitational term
- i : inside, water side, or i-th node or control volume
- m : mean value in copper/tube wall
- o : outside, sodium side

s : sodium
 w : water
 2φ: two-phase mixture

참고문헌

1. Lennox, T.: "Compact Pool Fast Reactor (CPFR)", Generation-IV TWG3 (2001).
2. 이두장: "관류형 증기발생기의 열수력학적 설계 및 성능분석 프로그램 개발", 책임급심사논문, 한국원자력연구소 (1995).
3. Kim, Y.S., Sim, Y.S. and Kim, E.K.: "Steam Generator Thermal Sizing and Preliminary Plant Operation Logic for KALIMER", 한국에너지공학회지, 8(3), 377 (1998).
4. 이정오, 박희용: "열전달", 광림사, 37 (1977).
5. Yevick, J.G. and Amorosi, A.: "Fast reactor technology : Plant design", MIT press, 206 (1966).
6. Todreas, N.E. and Kazimi, M.S.: "Nuclear Systems I", Hemisphere Pub. Cor., 379, 502, 443, 539 (1990).
7. Bishop, A.A., Sandberg, R.O. and Tong, L.S.: "Forced Convection Heat Transfer at High Pressure After the Critical Heat Flux", ASME 65-HT-31.
8. Duchatelle, L., De Nucheze, L. and Robin, M.G.: "Departure from Nucleate Boiling in Helical Tubes of Liquid Metal Heated Steam", ASME 73-HT-57.
9. Tang, Y.S., Coffield Jr., R.D. and Markley, R.A.: "Thermal Analysis of Liquid-Metal Fast Breeder Reactor", ANS, 342 (1978).