

공동주택단지 난방시스템들에 대한 경제성 평가

Economic evaluation on heating systems of apartment complex

조 금 남*, 윤 송 호**, 김 원 배***
 K. N. Cho, S. H. Yoon, W. B. Kim

Key words : Heating system(난방시스템), Technical evaluation(기술적 평가), Economic evaluation(경제성 평가), Environmental evaluation(환경적 평가), Payback period(회수기간)

Abstract

The heating system for apartment complex may be classified as old systems including central system with steam boiler(S1), gas engine driven heat pump system(S2), system using waste heat(S3) and new systems including mechanical vapor re-compression system with flashing heat exchangers(S4), system using methanol(S5), system using metal hydride (S6). The purpose of the present study is to suggest optimal heating system by technically, economically and environmentally evaluating old and new heating systems of apartment complex from 500 to 3,000 households.

Economic evaluation based on the technical evaluation results which estimated heat transfer area of heat exchangers and capacity of equipments was estimated initial investment cost, annual operating cost and relative payback period by considering annual increasing rates of energy cost and interest. Environmental evaluation provided annual generation rate of carbon dioxide.

Initial investment cost was cheap in the order of S6, S5, S3, S2, S4, S1, annual operating cost was cheap in the order of S1, S2, S4, S5 and relative payback period was short in the order of S6, S5, S2, S3 and S4. Relative payback period was within 8 years for all scenarios of 3,000 households, and was increased as annual increasing rates of energy cost and interest were increased. As transportation pipe length was increased twice, payback period was increased by 1.4~2.6 time. The effect of temperatures of waste gas and waste water on the relative payback period was small within 0.8 years. The annual generation rate of carbon dioxide was big in the order of S4, S2 and S1. S4 was the most economic system among whole scenarios when S1 was replaced with other scenarios.

* 정희원, 성균관대학교 기계공학부

** 성균관대학교 대학원 기계설계학과

*** 한국에너지기술연구소 연료연소부

기호 설명

- C_p : Specific heat[kcal/kg.K]
- d : Diameter of tube[m]
- T : Temperature[°C]
- k : Thermal conductivity[kcal/m·hr·K]
- L : Transport tube length[km]
- P_r : Prandtl number
- R_e : Reynolds number
- t : Thickness of tube

그리스문자

- μ : Viscosity [kg/m · s]
- ρ : Density [kg/m³]

하첨자

- f : Film
- I : Inner
- o : Outer
- w : Wall
- wg : Waste gas
- ww : Waste water

1. 서론

공동 주택 단지를 난방할 수 있는 기술은 증기보일러와 열교환기를 이용하는 중앙집중식 난방기술, 엔진 냉각수열, 가스엔진과 엔진에 의해 구동되는 열펌프를 이용하는 가스 엔진 구동 열펌프 기술, 산업체 폐열을 회수하여 열을 장거리 수송할 수 있는 이용기술 등 개발 단계에 있거나, 실용화되고 있는 기존 기술과 증기 재압축기 및 플래싱 열교환기 이용기술, 메탄올의 분해 및 합성반응을 이용하여 열을 장거리 수송할 수 있는 메탄올 화학반응 이용기술, 금속 수소화합물을 이용해 열을 장거리 수송하는 기술 등 선진국과 국내 일부에서 연구 단계에 있는 신기술로 구분할 수 있다. 기존기술과 신기술의 특성에 대한 설명은 문헌들⁽¹⁻⁸⁾에서 찾아볼 수 있다. 기존 및 신기술들을 이용해 공동 주택 단지를 난

방하고자 하는 경우, 적용 가능한 기술들에 대한 기술적, 경제적 및 환경적 평가를 수행하여 단지규모에 가장 적합한 기술을 조사하는 것이 필요하나 이들을 비교 평가하여 최적의 에너지 이용 시스템을 제시한 연구는 거의 찾아볼 수 없다.

이에 따라 본 연구에서는 500~3,000세대 규모의 아파트단지를 난방할 수 있는 시스템들인 6가지 기존 및 신기술들에 대해 기술적, 경제적 및 환경적 평가를 수행하여 단지규모별 최적의 시스템을 조사하고자 한다.

2. 연구내용, 범위 및 방법

기존기술(S1-S3) 과 신기술(S4-S6)들에 대한 개략도는 Fig.1과 Fig.2에 나타나있다.

Figs.1과 2에는 평가시 사용한 각 부분에서의 온도와 압력을 나타내고 있으며, 나타내지 않은 부분의 압력은 1기압이었다.

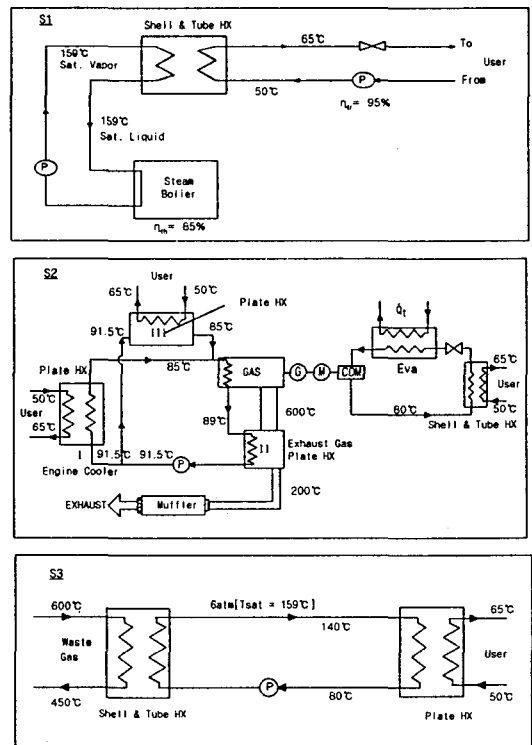


Fig.1 Schematic system diagram of old technologies

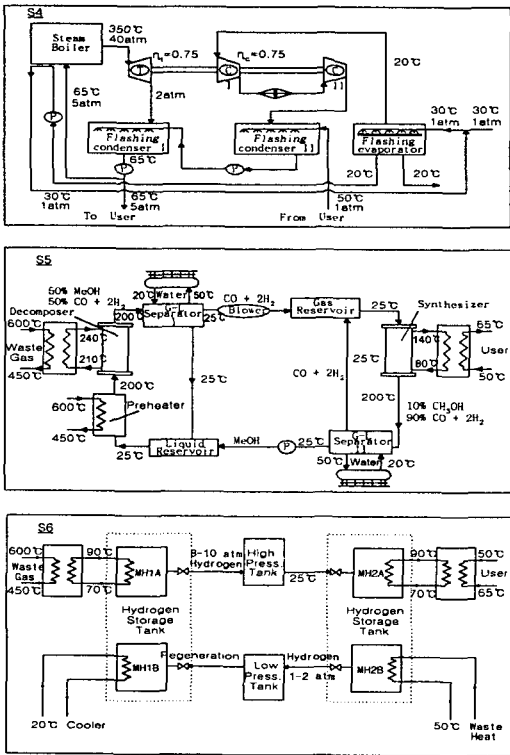


Fig.2 Schematic system diagram of new technologies

2.1 기술적 평가의 경우

공동주택단지 난방 사용자(Figs.1과 2의 User)측에서는 열수온도 65°C가 50°C로 냉각되면서 방출되는 열량을 이용하는 것으로 고려했다. 공동주택 단지 규모는 500~3,000 가구(1가구 4인 기준), 가구당 면적은 100m², 난방기간은 년간 5개월, 1일 10시간으로 정하였다. 박효순 등⁽⁹⁾에 의해 연구된 결과를 이용하여 공동주택에 대한 세대당 소요열량으로 158.6 (Mcal/m²·yr)을 이용하였다.

폐열이나 폐가스를 이용해 열을 장거리 수송하는 S3, S5, S6에 대해 열원에서 공동주택단지까지의 열수송 왕복거리는 10과 20km로 정했고, 폐가스 온도는 400, 500, 600°C로 들어가 150°C만큼 온도가 낮아지며, 엔진배가스와 폐가스의 성분은 CO₂ 10%, H₂O 15%, N₂ 75%로 설정하였다. 보일러 효율은 85%, 열수송 효율(η_{tr})은 95%로 가정하였다. 폐가스와 물, 수증기와 물, 화학반응의 경우는 Shell &

Tube 열교환기, 물과 물, 엔진배가스와 물의 경우는 판형 열교환기를 사용하였다.

S2에서 가스엔진 효율을 50%, 압축식 열펌프의 성적계수를 3, 가스엔진의 발전효율을 30%, R-134a를 사용하는 열펌프 응축기 입구는 80°C 포화증기, 출구는 80°C 포화액으로 가정하였고, 엔진출력에 대해 배가스 열교환기는 20%, 엔진냉각수 열교환기는 40%, 열펌프 응축기는 90%, 라디에이터는 20%로 정했다. S3의 시스템효율은 50%였고, S4의 폐수 온도는 30, 40, 50°C였으며 플래싱 증발기의 증발온도는 폐수온도보다 10°C만큼 낮았다. 압축기 소요동력이 최소가 되는 압력비에서 압축기 소요동력들을 계산한 후, 두 압축기 동력의 합이 터빈출력이 되고, 전체적으로 열역학 제 1 및 제 2법칙에 위배되지 않는 조건에서 각 구성기의 용량을 계산하였다. S3와 S4의 열수송 효율은 90%로 가정하였다. S5에서 합성기의 메탄올 합성율은 10%, 분해기의 분해율은 50%, 초기메탄올의 량과 기체 및 액체 저장소내 저장량은 시스템을 하루 운전하는데 소요되는 량으로 가정하였다. S6에서 수소저장합금 탱크들의 용량은 하루에 20분 운전되는데 소요되는 량으로, 합금 1kg당 흡수되는 수소량은 5mol, 수소 1mol당 발열량은 7kcal였다. S5와 S6의 시스템효율은 50%로 가정하였다.

펌프와 블로워의 용량은 배관내 평균유속과 마찰계수를 이용해 구한 압력손실과 질량유동률로부터 계산했고, 액체 및 기체의 배관직경은 질량유동률과 평균유속으로부터 구했다. 본 연구에 사용된 액체와 기체의 물성치들에 대해서는 관련자료들^(10,11)을 이용했다.

사용연료는 LNG였으며, LNG의 발열량으로 Speight⁽¹²⁾에 의해 제시된 9,940kcal/Nm³을 이용하였다. 세대당 소요열량, 난방기간, 세대수, 가구당 면적과 효율을 고려하여 시나리오별 소요열량을 구했고, 소요열량, LNG 발열량 및 연간 난방시간을 기준으로 LNG 사용량을 구했다. 이렇게 구한 시나리오별 소요열량과 LNG량은 Table 1에 나타나 있다.

Table 1에 나타낸 소요열량을 이용해 김세영⁽¹³⁾의 문헌에 기술된 방법으로 열교환기의 전열면적을 구했으며 계산 과정은 다음과 같다.

2.1.1 Shell & Tube 열교환기

Table 1 Required heating rate and quantity of LNG

Scenario	Required heating rate [Mcal/hr]	Quantity of LNG [$\times 10^3 \text{Nm}^3$]
S1	6,608~39,649	997.2~5983
S2	5,287~31,719	532.1~3193
S3	15,104~90,626	0
S4	5,874~35,243	411~2466
S5	10,573~63,438	0
S6	10,573~63,438	0

상 변화가 있는 Shell & Tube 열교환기의 전열면적은 Fig.3에 나타난 순서에 따라 구했다.

먼저 총괄열전달계수(U_o)의 초기치를 가정하고, 대수평균온도차(LMTD)와 소요열량 (\dot{Q})을 식(1)에 대입해 전열면적(A_o)을 구했다.

$$A_o = \frac{\dot{Q}}{U_o \cdot LMTD} \quad (1)$$

식(1)에서 구한 전열면적과 가정한 삼각배열 전열동관의 내경을 이용해 관길이, 관외경과 Shell 내경을 구한 후, 관내 유속(V_i)을 구했다. 이들을 식(2)에 대입하여 관내측 열전달계수(h_i)를 구했고, 식(3)을 이용해 관외측 열전달계수(h_o)를 계산하였다.

$$h_i = 3600(\rho_i C_{pi} V_i)(0.023) Re_i^{-0.2} Pr_i^{-2/3} \quad (2)$$

$$h_o = 1.51 \left(\frac{4\Gamma}{\mu_f} \right)^{-1/3} \left(\frac{\mu_f^2}{k_f^3 \rho_f^2 g} \right)^{-1/3} \quad (3)$$

식(3)에서 Γ 는 응축부하이고, 각 물성치는 평균 경막온도에서 구해졌다.

구한 h_i , h_o 를 식(4)에 대입하여 총괄열전달계수(U_o)를 계산했다.

$$U_o = \frac{1}{\frac{1}{h_i} \frac{d_o}{d_i} + r_i \left(\frac{d_o}{d_i} \right) + \frac{t}{k_{cu}} \left(\frac{d_o}{d_i} \right) + r_o + \frac{1}{h_o}} \quad (4)$$

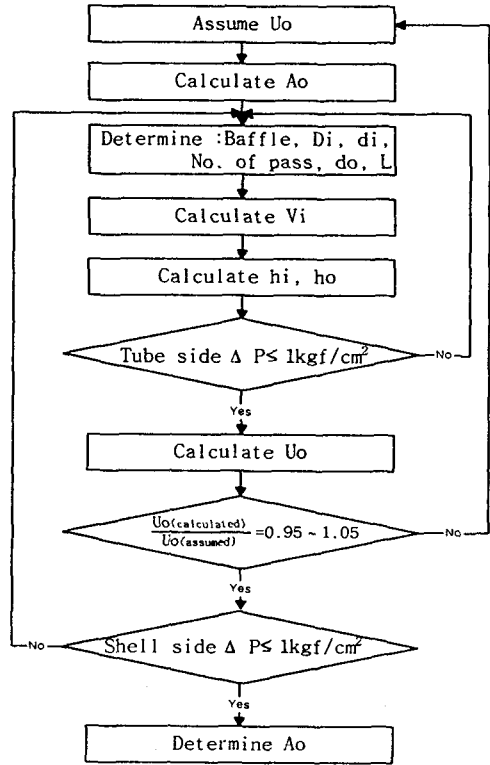


Fig.3 Flow chart for the calculation of shell and tube heat exchanger area with phase change

r_i 와 r_o 는 관내측과 관외측의 오염계수이다.

식(4)에 의해 계산한 U_o 를 첫 단계에서 가정한 U_o 로 나눈 비율이 $\pm 5\%$ 이내가 될 때까지 반복 계속하여, 전열면적을 계산하였다.

상 변화가 없는 Shell & Tube 열교환기의 전열면적은 Fig.4에 나타난 순서에 따라 구했다.

전반적으로 상 변화가 있는 경우와 유사하나 h_i 와 h_o 에 대한 식만 식(5)와 (6)과 같이 달라진다.

$$h_i = \frac{j_H \cdot k_i}{d_i} \left(\frac{C_i \cdot \mu_i}{k_i} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu_i}{\mu_w} \right)^{0.14} \quad (5)$$

위 식에서 j_H 는 전열인자로서 레이놀드수의 함수이다.

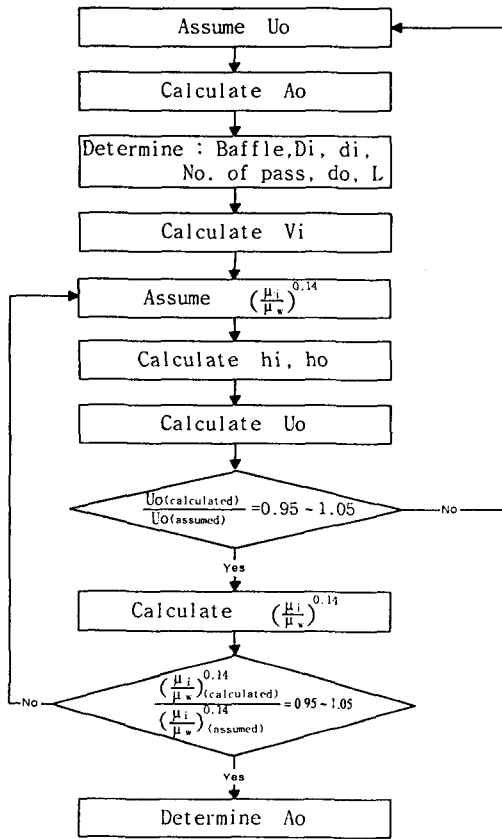


Fig.4 Flow chart for the calculation of shell and tube heat exchanger area without phase change

$$h_o = 0.46 g_c^{0.3} \cdot \frac{d_o^{0.1} (\rho_o \Delta p_s)^{0.3} C_{p_o}^{0.33}}{\mu_o^{0.27}} \cdot \frac{k_o^{0.67}}{\mu_o^{0.27}} \cdot F_h \quad (6)$$

식(6)에서 Δp_s 는 단위 길이당 동측유체의 압력손실이고, 각 물성치들은 Shell측 유체의 값이며, F_h 는 배플판 간격이 전열계수에 미치는 효과의 보정계수를 나타낸다.

2.1.2 판형 열교환기

냉각수는 열수의 반대방향으로 흐르며, 삼각평형 파형 플레이트로 가정하였다. 전열량, 평균 판 간격과 상당경을 계산한 후 식(7)에 대입하여 열전달계수를 계산하였다.

$$h = 1.0 \left(\frac{k}{P_t} \right) e^{\left(\frac{-1.1 D_e'}{P_t} \right)} Re^{0.62} Pr^{0.4} \quad (7)$$

여기서 P_t 는 유체의 유동방향이 변화되고, 다음에 유동방향이 변화되기까지의 직선거리이고, D_e' 은 상당경이다.

온도효율과 수당량비를 계산한 후, 온도효율선도에서 열 이동단위수를 구하여 전열면적을 계산하였다.

플래싱 열교환기내 증기유량을 증기밀도와 탱크내 증기평균속도로 나누어 구한 탱크 단면적에 탱크높이를 곱하여 플래싱 열교환기의 체적을 계산했다.

2.2 경제성 평가의 경우

경제성평가는 초기투자비와 연간운영비를 이용하여 회수기간을 산출하는 Bejan⁽¹⁴⁾의 문헌에 기술된 방법으로 수행되었다. 초기투자비는 구성기비, 배관 및 단열비, 기타비용등으로 구성되나 기타비용은 구성기비와 배관 및 단열비에 비하여 작기 때문에 고려하지 않았다. 연간 운영비에는 연료비와 전기료가 고려되었다. 배관비중 잡소모재비는 자재비(배관재료비와 단열재비)의 20%를 고려하였고, 인건비는 신동설⁽¹⁵⁾의 문헌에 기술된 방법으로 산출하였다. 매탄을 톤 당 50만원, 촉매가격은 구성기비의 15%, 수소합금 kg당 \$5(1\$=1,000원)으로 가정하였다. LNG는 1Nm³당 334원(98년 2월 물가자료⁽¹⁶⁾ 기준), 전기료는 50원/kWh으로 고려하였다.

회수기간은 현재 공동주택 난방용에 널리 활용되는 중앙집중식 난방기술(S1)을 다른 시나리오로 대체시킬 경우 계산되는 상대적 회수기간(n)을 문헌들^(14,17)을 이용해 구했고, 이는 식(8)과 같다.

$$n = \frac{\log \left[\frac{c}{s} (i-r) + 1 \right]}{\log \left(\frac{1+i}{1+r} \right)} \quad \text{if } i \neq r \quad (8)$$

$$= \frac{c}{s} \quad \text{if } i = r$$

식(8)에서 c는 시나리오별 초기투자비에서 중앙집중식 난방기술(S1)의 초기투자비를 뺀 값이고, s는 중앙집중식 난방기술(S1)의 연간 운영비에서 시나리오별 연간운영비를 뺀 값이다. i는 연간 에너지비 상승률, r은 연간 금리상승률을 나타낸다.

Table 2 Equations for equipment cost

Equipment	Cost (million won)	
Steam boiler	$= 19.94 + 0.015 \times Q$	$Q[\text{Mcal/hr}]$
Shell & Tube HX	$= 0.22 \times A_o^{0.82}$	$A_o[m^2]$
Plate HX	$= 0.75 \times A_o^{0.825}$	$A_o[m^2]$
Gas engine	$= 1.653 \times P^{0.82}$	$P[\text{kw}]$
Heat pump	$= 0.162 \times P + 4.614$	$P[\text{kw}]$
Flashing HX	$= 1.165 \times V^{0.636}$	$V[m^3]$
Turbine	$= -4 \times 10^{-6} \times P^2 + 0.0468 \times P + 84.903$	$P[\text{kw}]$
Compressor	$= 7.1 \times 10^{-6} \times P^2 + 0.1564 \times P + 79.95$	$P[\text{kw}]$
Gas piping (per meter)	$= 2.54 \times 10^{-7} \times D^2 + 0.00043 \times D + 0.0047$	$D[\text{mm}]$
Liquid piping (per meter)	$= 0.00003 \times D^2 + 0.00018 \times D + 0.0103$	$D[\text{mm}]$
Methanol	$= 0.0024 \times \dot{m}$	$\dot{m}[\text{kg/hr}]$
Blower	$= 8.333 \times 10^{-5} \times P^2 + 0.0749 \times P + 91.67$	$P[\text{kw}]$
H ₂ alloy	$= 9.524 \times Q$	$Q[\text{Mcal/hr}]$

기술적 평가에서 계산한 열교환기 전열면적과 기용량등을 Peters와 Timmerhaus⁽¹⁸⁾의 자료를 이용하거나 자료가 없는 경우 제작업체에 문의하여 구한 가격식에 대입해 기기비들을 산출하였다. 가격식들은 Table 2에 나타나 있다.

2.3 환경적 평가의 경우

환경배출물 중 이산화탄소의 양이 가장 크므로 시나리오별로 이산화탄소의 양을 비교하였다. 이산화탄소의 양은 국제 기후변화 회의(Intergovernmental Panel on Climate Change : IPCC)에 있는 LNG의 발열량 GJ당 15.3kg의 탄소(C)가 발생한다는 것을 기준으로 탄소의 양을 계산한 후, 이산화탄소의 생성화학반응식을 이용해 계산되었다. S3, S5, S5의 경우에는 산업체 폐열을 이용하므로 환경배출물이 없다.

상기한 기술적, 경제적, 환경적 평가내용, 범위 및 방법들을 적용하여 MS-Fortran 4.0으로 작성된 프로그램을 이용해서 계산을 수행하였다.

3. 결 과

3.1 기술적 평가 결과

시나리오별 구성기기의 전열면적 및 용량은 Table

3에 나타나 있다. 증기보일러를 사용하는 S1과 S4 중 S1의 보일러 용량이 두 배정도 컸다. 판형 열교환기의 전열면적은 S6의 경우가 가장 컸고, Shell & Tube 열교환기의 전열면적은 S5의 분해기가 가장 컸다.

3.2 경제성 평가 결과

Table 3에 나타난 시나리오별 기술적 평가 결과들을 Table 2에 나타난 가격식에 대입해 열 수송 배관길이가 왕복 20km, 폐가스 온도가 500℃, 폐수 온도가 40℃일 때 대표적으로 산출한 가격을 Table 4에 나타내었다.

기존기술인 S1에서 1.4~7.3억원의 초기투자비중 증기보일러는 87%정도를 차지했고, 연간운영비는 초기투자비의 약 2.5배 정도였다. S2에서 11~50억의 초기투자비중 가스엔진은 62~70%, 열펌프는 28~36%정도로 가스엔진과 열펌프 가격의 합은 98%를 차지했다. 연간운영비는 초기투자비의 약 20%정도였고, S1 연간운영비의 절반정도였다. S3에서 21~61억의 초기투자비중 배관비가 98% 이상이었다.

신기술인 S4에서 4~12억의 초기투자비 중 압축기 56%, 증기터빈 16~25%를 차지하여 압축기와 증기터빈 가격의 합이 초기투자비의 72~81%를 차지했고, 연간운영비는 초기투자비의 33~68%정도

Table 3 Summary of technical evaluation results

Equipment		S1	S2	S3	S4	S5		S6
Steam boiler Capacity [Mcal/hr]		6,608~39,649	-	-	3,230~19,380	-		-
Shell & Tube HX [m ²]	With phase change	256.3~1,567	147.1~959.5	-	-	G-L Separator (I)	258~1,648	-
						G-L Separator (II)	995~6,836	
						Preheater	21.9~131	
	Without phase change	-	-	214.9~1,044	-	Synthesizer	631~3,278	92.3~482
						Decomposer	6,121~36,515	
Waste gas HX	40.3~191.3							
Plate HX [m ²]		-	I 464~24.8	16.2~90.7	-	31.2~180.3		85.7~498
			II 3.35~15.4					
			III 2.52~12.8					
Compressor [kW]	I	-	-	-	248~1,486	-	-	
	II				259~1,551			
Flashing condenser [m ²]	I	-	-	-	6.6~97.2	-	-	
	II				12.1~178			
Flashing evaporator [m ³]		-	-	-	7.9~116	-	-	
Turbine [kW]		-	-	-	506~3036	-	-	
Blower [kW]		-	-	-	-	2.98~643.5	-	
Gas engine [kW]		-	2,049~12,294	-	-	-	-	
Heat pump [kW]		-	1,844~11,065	-	-	-	-	
Initial raw material [ton]		-	-	-	-	178.9~1,074	-	
Hydrogen storage alloy [ton]		-	-	-	-	-	201~1,208	
Storage tank [m ³]		-	-	-	-	Liquid	226.5~1,359	-
						Gas	914,747~5,488,480	

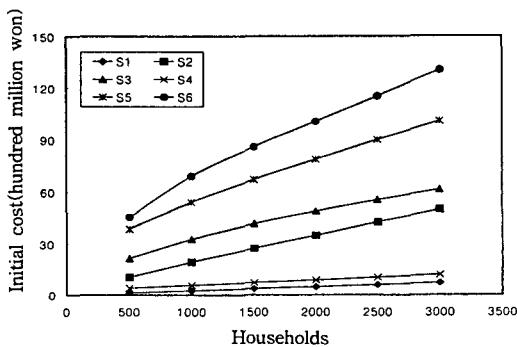


Fig.5 Initial cost for each scenario

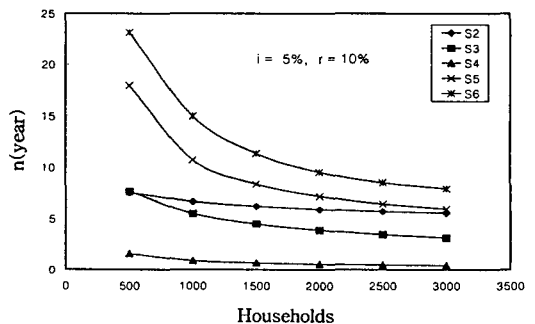


Fig.6 Payback period for each scenario

Table 4 Summary of economic evaluation results

(unit : hundred million won)

Equipment		S1	S2		S3	S4	S5		S6
Steam boiler		1.23~6.36	-		-	0.62~2.74	-		-
Shell & Tube HX	With phase change	0.21~0.91	0.13~0.61		-	-	G-L Seperator (I)	0.21~0.96	-
							G-L Seperator (II)	0.63~3.07	
							Preheater	0.03~0.12	
	Without phase change	-	-		0.27~0.94	-	Synthesizer	0.43~1.68	0.59~2.34
							Decomposer	2.8~12.1	
Waste gas HX	0.05~0.16								
Plate HX		-	I	0.03~0.11	0.07~0.31	-	0.13~0.54		0.29~1.26
		II	0.02~0.07						
		IV	0.016~0.06						
Compressor	I	-	-		-	1.19~3.28	-		-
	II	-	-		-	1.21~3.4	-		-
Flashing condenser	I	-	-		-	0.04~0.21	-		-
	II	-	-		-	0.06~0.31	-		-
Flashing evaporator		-	-		-	0.04~0.24	-		-
Turbine		-	-		-	1.08~1.9	-		-
Blower		-	-		-	-	0.92~1.74		-
Gas engine		-	7.37~30.91		-	-	-		-
Heat pump		-	3.04~17.99		-	-	-		-
Piping		-	-		21.0~60.1	-	24.3~53.4		33.1~59.2
Catalyser		-	-		-	-	4.91~12.4		-
Initial raw material		-	-		-	-	0.89~5.37		-
Hydrogen storage alloy		-	-		-	-	-		10.1~60.4
Storage tank		-	-	-	-	-	Liquid	0.03~0.13	-
							Gas	3.18~8.92	1.28~7.28
Initial investment cost		1.44~7.27	10.61~49.75		21.3~61.4	4.24~12.1	38.5~100.8		45.4~130.5
Annual operating cost		3.3~19.98	1.78~10.66		0	1.37~8.24	0.058~0.683		0

였다. S5에서 40~100억 범위의 초기투자비중 배관비 53~63%, 촉매비 13%, 분해기 7~12%, 기체저장소 8.4% 등을 차지했다. 보충 원료비와 전기비를 합한 연간운영비는 S4 연간운영비의 8%이하이었다. S6에서 45~130억의 초기투자비 중 배관비 45~73%와 수소저장합금 22~46%이 대부분을 차지했

고, 3,000가구에서는 배관비와 수소저장합금 가격이 대등해졌다.

년간운영비는 S5, S4, S2, S1순으로 컸으며, S1의 연간운영비는 S5보다 500가구에서 55배, 3,000가구에서 29배 컸다. 장거리 열 수송의 경우 배관비는 500가구에서 S3, S5, S6순으로 컸으며, 3,000

가구에서 S5, S6, S3순으로 컸다.

가구수에 따른 초기투자비를 시나리오별로 Fig.5에 나타내었다. 초기투자비는 S1, S4, S2, S3, S5, S6순으로 많았으며, S6은 S1보다 500가구에서 32배, 3,000가구에서 18배정도 많았다.

Table 4에 나타낸 초기투자비와 운영비를 연간 에너지비상승률(i)과 연간 금리상승률(r)이 5%와 10%일 때, 식(8)을 이용해 구한 상대적 회수기간을 Fig.6에 나타내었다. 시나리오별 회수기간은 S2가 7.5~5.6년, S3이 7.6~3.1년, S4는 1.6~0.4년, S5는 18.0~6.0년, S6은 23.1~7.9년이어서 S4, S3, S2, S5, S6순으로 컸다. 회수기간은 1,000가구까지 급격히 감소하다가, 3,000가구로 갈수록 대체적으로 수렴해서 3,000가구에서는 모든 시나리오들에 대한 회수기간이 8년 이하였다. 회수기간이 가장 긴 S6과 가장 짧은 S4를 비교해 보면, 회수기간의 차는 500가구에서 21.5년, 3,000가구에서 7.5년으로 가구수가 증가할수록 회수기간의 차이가 줄어들었다.

연간 에너지비상승률과 연간 금리상승률이 변화하는 경우, 시나리오별 회수기간을 500가구와 3,000가구에 대해 Fig.7에 나타내었다. 연간 에너지비상승률과 연간 금리상승률이 증가함에 따라 2.2년 이하의 변화폭으로 회수기간이 증가하였고, 3,000가구

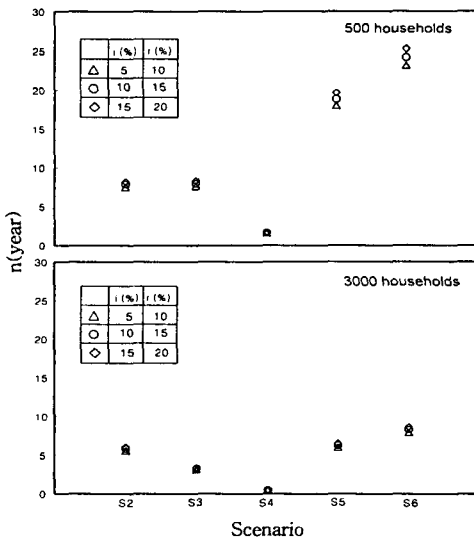


Fig.7 Payback period vs. scenario for 500 and 3,000 households

에서는 500가구에서보다 Fig.6에서와 같이 전체적으로 회수기간이 작았다. 회수기간은 S4, S3, S2, S5, S6순으로 컸다.

배관길이의 변화가 회수기간에 미치는 영향을 폐가스온도가 500°C이고, 연간 에너지비상승률 5%, 연간 금리상승률 10%에 대하여 Fig.8에 나타내었다. 배관길이가 10km에서 20km로 증가함에 따라 회수기간은 500가구에서 S3이 2.3배, S5는 2.1배, S6은 2.6배 증가로 변화폭은 S5, S3, S6순으로 컸다. 3,000가구에서는 S3이 2.4배, S5는 1.7배, S6은 1.4배로 변화폭은 S6, S5, S3순으로 컸다.

왕복배관길이가 20km이고, 폐가스온도가 500°C일 때, 연간 에너지비상승률과 연간 금리상승률의 변화에 따른 회수기간을 Fig.9에 나타내었다. 연간 에너지비상승률과 금리상승률이 증가할수록 회수기간은 증가하였고, S3, S5, S6 모두에 대해 500가구

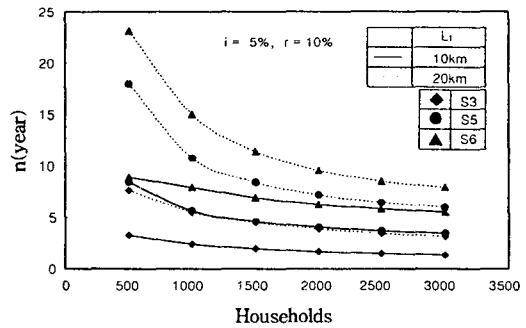


Fig.8 Effect of transport pipe length on the payback period ($T_{wg}=500^{\circ}\text{C}$)

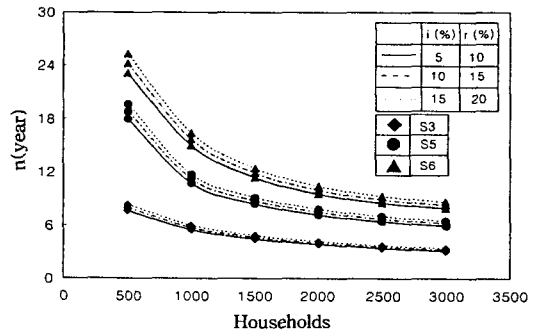


Fig.9 Effect of increasing rates of energy and interest on the payback period ($L_t=20\text{km}$, $T_{wg}=500^{\circ}\text{C}$)

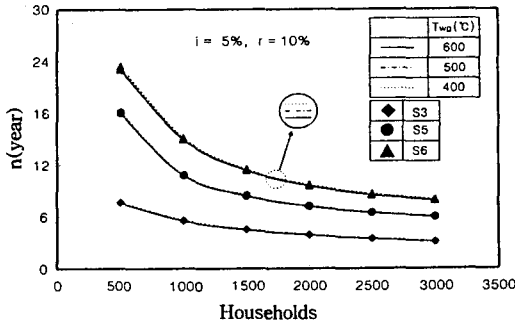


Fig.10 Effect of the temperature of waste gas on the payback period(L₁=20km)

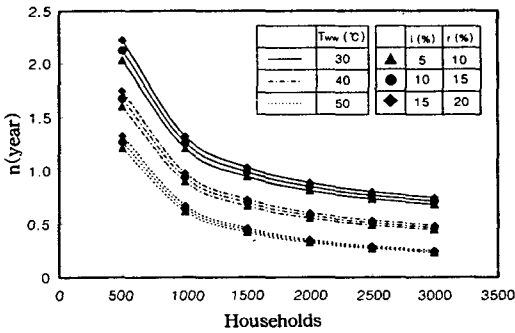


Fig.11 Effect of the temperature of waste water on the payback period for S5

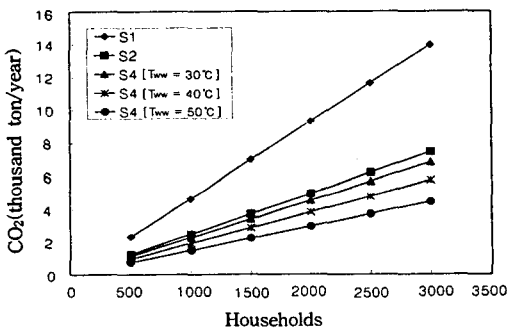


Fig.12 Annual CO₂ generation rate for each scenario

에서 변화폭은 2.2년 이하였고, 3,000가구에서는 0.8년 이하였다. 변화폭은 S3, S5, S6순으로 컸다.

폐가스온도 변화가 회수기간에 미치는 영향을 연간 에너지비상승률 5%, 연간 금리상승률 10%, 배관길이 20km에 대하여 Fig.10에 나타내었다. 전체

세대수에 대해 폐가스온도가 400°C에서 600°C로 증가할 때 회수기간의 최대차이는 0.4년 이내였다.

폐수를 사용하는 S5의 경우 폐수온도변화와 연간 에너지비상승률과 연간 금리상승률의 변화가 회수기간에 미치는 영향은 Fig.11에 나타내었다. 폐수온도가 증가함에 따라 회수기간은 줄었고, 연간 에너지비상승률과 연간 금리상승률이 증가함에 따라 회수기간은 증가하였다. 연간 에너지비상승률 5%, 연간 금리상승률 10%일 때 폐수온도가 30°C에서 50°C로 증가하면 회수기간은 500가구에서 0.8년 감소하였고, 3,000가구에서는 0.45년 감소하였다. 연간 에너지비상승률과 연간 금리상승률이 증가함에 따라 세 가지 폐수온도에 대하여 변화폭은 0.2년 이하였다.

3.3 환경적 평가 결과

연료를 사용하는 S1, S2, S4에 대한 연간 이산화탄소의 양을 가구수에 따라 Fig.12에 나타내었다. 연간 배출되는 이산화탄소의 양은 가구수가 증가함에 따라 선형적으로 증가했으며, 전체 가구수에 대해서 S4가 폐수온도 50°C일 때 745~4,473톤으로 가장 적었고, S2는 가장 적은 경우보다 67%정도 많았고, S1의 경우가 가장 많아서 가장 적은 경우보다 3.1배정도 많았다. S4에서는 폐수온도가 증가함에 따라 전 가구수에 대하여 34.5%정도만큼 감소하였다.

4. 결 론

1) 초기투자비는 S6, S5, S3, S2, S4, S1순으로, 연간운영비는 S1, S2, S4, S5순으로, 상대적 회수기간은 S6, S5, S2, S3, S4순으로 작았다. 가구수가 증가함에 따라 회수기간은 급격하게 줄어서, 3,000가구일 경우 회수기간은 전체적으로 8년 이하였다. 연간 에너지비상승률과 연간 금리상승률이 증가함에 따라 회수기간은 증가하였다.

2) 배관길이가 왕복 10km에서 20km로 증가할 때 회수기간은 1.4~2.6배로 증가하였다. 연간 에너지비상승률과 연간 금리상승률이 증가할수록 회수기간은 500가구에서 2.2년 이하, 3,000가구에서는 0.8년 이하로 증가하였다.

3) 전체 가구수에 대해 폐가스온도가 400°C에서

600℃로 증가할 때 회수기간의 최대차이는 0.4년 이내였다.

4) 폐수온도가 30℃에서 50℃로 증가할수록 회수기간은 500가구에서 0.8년, 3,000가구에서 0.45년 감소하였다. 연간 에너지비상승률과 연간 금리상승률이 증가할수록 회수기간은 0.2년 이내로 증가하였다.

5) 연간 배출되는 이산화탄소의 양은 S4, S2, S1의 순으로 많았으며, S1은 S4의 3.1배 정도로 많았다. S4는 폐수온도가 증가함에 따라 전체 가구수에 대하여 34.5% 감소하였다.

6) 기존의 중앙집중식 난방기술을 다른 기술로 대체시키는 경우, S4가 가장 경제성이 있었다.

후 기

본 연구는 에너지기술연구소 스타프로젝트 위탁 연구 연구비에 의해 수행되었으며, 관계자 여러분께 깊은 감사의 뜻을 표한다.

참 고 문 헌

1. 통상산업부 에너지관리과, 1996. 7, “집단에너지 사업의 현황과 향후시책”, 월간설비기술, 통권83호, pp. 2~17.
2. 大迫 健一, 1996.7, “하수(미처리수)를 이용하는 지역 냉난방”, 월간설비기술, 통권 83호, pp. 70~76.
3. 김옥중, 1993, “가스엔진 구동 열펌프 기술”, 고효율 에너지 변환·축적 시스템 개발분야 연구기획 Workshop, 한국과학기술연구원, pp. 77~80.
4. 김태곤, 1997, “엔진구동 열펌프의 기본설계 및 성능 시뮬레이션”, 지역난방기술, 제4호, 한국지역난방공사, pp. 44~55.
5. Miles, L. , 1994, “Heat pumps theory and service”, Delmar Publishers Inc, New York, pp. 269~272.
6. 조홍곤, 1997, “폐열이용 기술개발, 환경개선 연계 중점 추진”, 에너지관리, Vol. 252, pp. 48~51.
7. 문승현 등, 1995, “메탄올의 분해/합성반응을 이용한 에너지 장거리 수송기술의 타당성 검토”, 에너지 R&D, Vol. 17, No. 182, pp. 109~119.
8. 石原 舜三, 1993, “ニューサンシャイン 計画ハンドブック”, 通商産業省, pp. 71~77.
9. 박효순 외 5명, 1996, “건물의 에너지 원단위 기준(안)연구”, 에너지기술연구소, (KIER 963315), p. 173.
10. Ito, T. et al., 1993, “A program package for thermophysical properties of fluids(version 8.1)”, PROPATH group, pp. 119~146.
11. 森康夫, 1966, “伝熱工學資料”, 伝熱工學資料調査分科會, pp. 293~328.
12. Speight, S. G., 1993, “Gas processing: environmental aspects and methods”, 1st edition, Butterworth-Heinemann Pub., London, p. 124.
13. 김세영, 1995, “열교환기 설계 핸드북”, 한미출판사, 서울, pp. 433~458, 466~480, 631~665.
14. Bejan, A., Tsatsaronis, G., Moran, M., 1995, “Thermal design and optimization”, John Wiley & Sons Inc, New York, pp. 333~400.
15. 신동철, 1995, “표준 기계설비공사 품셈”, 기다리출판사, 서울, pp. 79~81, 215~220.
16. 김삼상, 1998. 2, “월간 물가자료”, 한국물가협회, pp. 476~477, 661~662, 1064~1065.
17. 박대휘 등, 1995, “흡수식 열펌프에 의한 폐열회수 이용기술에 관한 최종보고서”, 통상산업부, pp. 40~46.
18. Peters, M. S. and Timmerhaus, K. D. 1990, “Plant design and economics for chemical engineers”, 4th edition, McGraw Hill, New York, pp. 150~212.