

YILDIZ ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

ALTERNATİF ENERJİ KULLANAN ABSORPSİYONLU
SOĞUTMA ÇEVİRİMLERİNİN ENERJİ VE EKONOMİK
YÖNÜNDEN DEĞERLENDİRİLMESİ

YÜKSEK LİSANS TEZİ

Müh. Tamer Turna

Tezi Yöneten :
Öğr. Gör. Dr. Galip Temir

İstanbul - 1992

T.C. YÜKSEKÖĞRETİM KURULU
DOKÜMANTASYON MERKEZİ

İÇİNDEKİLER

Özet

Zusammenfassung

Giriş

Sayfa

1.	SOĞURMALI SOĞUTMA ÇEVİRİMİ	1
1.1	Tarihçesi	1
1.2	Genel Çalışma Biçemi	1
1.3	Genel Teorisi	2
1.3.1	H ₂ O/LiBr (Su/Lityumbromür) Çözeltisinin Özellikleri	2
1.4	Çevrimin Termodinamiği	3
1.4.1	Mükemmel Carnot Çevrimi	6
1.4.2	Carnot Etkinliği (Isıl İlişkisi)	7
1.4.3	Carnot Verimi	9
1.5	Tek Kademeli Çevrim	9
1.5.1	Teorik Temel Tasarım Denklemleri	12
1.5.1.1	Ön Koşul ve Ön Açıklama	12
1.5.1.1.2	İkili Madde Karışımlarının Teorisi	15
1.5.1.2	Denklemler	19
1.6	İki Kademeli Çevrim	27
1.6.1	Tek Kademeli Çevrimin Sınırları	30
1.6.2	Teorik Temel Tasarım Denklemleri	32
1.6.2.1	İkili Madde Karışımları Teorisine Ekleme	33
1.6.2.2	Denklemler	37
1.7	Bazı Makinalar ve Pratik Bilgiler	43
1.7.1	Küçük Kapasiteli Makinalar	43
1.7.2	Büyük Kapasiteli Makinalar	44
1.7.2.1	Tek Kademeli Makina	45
1.7.2.2	İki Kademeli Makina	51
2.	MEKANİK YOĞUNLAŞTIRMALI SOĞUTMA ÇEVİRİMİ	55
2.1	Genel Çalışma Biçemi	55
2.2	Soğutkanlar ve Çevre Sorunu	55
2.3	Temel Denklemler	58
2.4	Mükemmel Carnot Çevrimi	59
2.4.1	Carnot Etkinliği	60
2.4.2	Carnot Verimi	60
2.5	Tek Kademeli Çevrim	60
2.6	Makinaların Sınıflandırılması	61
2.7	Makinaların Genel Karşılaştırılması	62
2.8	Turbo (Savurmalı) Yoğunlaştırıcı	63
3.	TERMİK İLE MEKANİK YOĞUNLAŞTIRMALI SOĞUTMA ÇEVİRİMLERİNİN ENERJİ VE EKONOMİK YÖNDEN DEĞERLENDİRİLMESİ	770
3.1	Enerji Yönünden Değerlendirilmesi	70
3.1.1	Ekserji Kavramı	71
3.1.1.1	Değişik Ekserji Türlerinin Ekserjileri	72

	Sayfa
3.1.2	Mekanik Yoğunlaştırmalı Çevrim
3.1.3	Prosesin İç ve Dış Davranışı
3.1.4	Termik Yoğunlaştırmalı (Soğurmali) Çevrim
3.1.5	Çevrimlerin Karşılaştırılması
3.2	Ekonomik Yönden Değerlendirme
4.	SONUÇ
	Kaynaklar



ÖZET

Bu tezde alternatif enerji ile işletilen ve Soğut-kan/Soğurucu madde çifti olarak Su/Lityumbromür kullanan soğurmali (yani termik yoğunlaştırmali)soğutma sistemi ile enerji ve ekonomik yönden Değerlendirilmiştir.Ayrıca tek ve iki kademeli soğurmali soğutma makinasının temel tasarım denklemleri türetilmiştir.

Enerji yönünden değerlendirme,enerjiyi,ekserji ve anerji diye ikiye ayırarak yapılmıştır.

Ekonomik yönden değerlendirmede önce özgül soğutma makinası fiatları belirlenmiş,sonra ilk yatırım ve işletme masraflarını kapsayan toplam masraf diyagramı çıkarılmıştır.

Zusammenfassung

In dieser These wurde die mit Alternativer Energie betriebene Absorptions-Kaelteanlage,welche Wasser/Litiumbromid als Kaeltemittel/Lösungsmittel Stoff Paar benutzt, von ihrer Energetischen und Ökonomischen Sicht bewehrt. Auserdem wurden die Grund-Planungsgleichungen für die ein und zwei stufige Maschine ermittelt.

Die Energetische Bewehrung wurde so gemacht das mann die Energie in Exergie und Anergie aufteilte.

Bei der Ökonomischen Bewehrung wurden erst die Spezifischen Kaeltemaschinenkosten ermittelt,danach das Gesamtkostendiagram,welches die Investitions-und Betriebskosten beinhaltet.

ÖZGEÇMİŞİM

1967 Stuttgart/Almanya doğumluyum. İlk ve orta öğrenimimi sırasıyla Geradtstettener Grundschule ve Ernst-Heinkel Realschule de tamamladıktan sonra 1982 yılında Türkiye Cumhuriyetine dönerek İstanbul Haydar Paşa Lisesinde öğrenime başladım ve buradan 1985 yılında mezun oldum.

1986 yılında Yıldız Üniversitesi Müh.Fak.Mak.Müh. Bölümüne kayıt olarak öğrenime başladım ve 1990 yılında buradan mezun oldum. Aynı yıl Yıldız Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsünde Yüksek Lisans öğrenimime başladım ve halen ikinci sınıfta olup tez çalışmamı okula sunmak üzere tamamlamış bulunmaktayım.

28-Eylül-1992

Tamer Turna

SİMGELER

- ξ - Isıl İlişki (Birimsiz)
- ϵ - Etkinlik (Birimsiz)
- ν - İyilik Derecesi (Birimsiz)
- ξ - Derişim (kg soğutkan/kg çözelti)
- T,t - Sıcaklık (C,K)
- u - Birim Kütle Başına İç Enerji (kj/kg)
- h - Birim Kütle Başına Entalpi (kj/kg)
- s - Birim Kütle Başına Entropi (kj/kg K)
- W - Mekanik İş (kW)
- Q - Isı (kj)
- x - Kuruluk Derecesi (kg/kg)
- r - Gizli Isı (kj/kg)

İNDİSLER

- A - Ayırıştırıcı
- S - Soğurucu
- c - Yoğunlaştırma
- o - Buharlaştırma
- ÇP - Çözelti Pompası
- SP - Soğutkan Pompası
- Z - Zengin
- Y - Yoksul
- AY - Az Yoksul
- g - Giriş
- ç - Çıkış

GİRİŞ

Dünyamızda Çevre sorunları artık uluslararası bir platformda güncelliğini korumaktadır.Çılgınca artan dünya nüfuzu karşısında yaşlı gezegenimiz giderek doğurganlığını yitirmektedir.

Alternatif enerjilerin kullanımı ekonomik açıdan kalkınmış toplumlarda uzun süredir gündemde.Son yıllarda doğal gazın kent yaşamına girmesi ile yurdumuzdada bunun kullanımı yaygınlaşacaktır.Buradan hareketle alternatif enerji kullanan Soğurmali soğutma çevrimlerinin enerji ve ekonomik yönden değerlendirilmesinde yarar görülmüştür.



ALTERNATİF ENERJİ KULLANAN $H_2O/LiBr$ İLE ÇALIŞAN ABSORPSİYONLU
(SOĞURMALI) SOĞUTMA SİSTEMİNİN ENERJİ VE EKONOMİK YÖNÜNDEN
DEĞERLENDİRİLMESİ

1. SOĞURMALI SOĞUTMA ÇEVİRİMİ :

Bu bölüm $H_2O/LiBr$ (Su/Lityumbromür) çözeltisi ile çalışan soğurmalı soğutma çevrimini kapsamaktadır.

1.1. TARİHÇESİ :

1777'den beri bilinen Absorpsiyonlu (Soğurmalı) Soğutma çevrimi en eski soğutma prosesidir. J.Leslie 1810 yılında su (soğutkan) ve Sülfirikasit (soğurucu madde) ile çalışan ilk Vakuum-Soğutma makinesinin konstruksiyonunu yapmıştır. 1859 Yılında ise F.Carre Amonyak/Su ile ve sürekli çalışan Absorpsiyonlu (soğurmalı) soğutma makinasını geliştirmeyi başarmıştır; bunlar günümüzde genelde, Termodinamiğin ve Fiziksel Kimyanın etkinliği ile (E.Altenkirch tarafından) tümlendikten sonra, 0° ile $-60^{\circ}C$ arası sıcaklık uygulamalarında kullanılmaktadır. Klima tekniğinde kullanılmak üzere 1940 yılında "Carrier Corp ve Servel Inc." firmalarının yaptıkları araştırmalar, 1945 yılında 523 kw (450.000 kcal/h) kapasiteli lityum bramidli sistemin işletilmesiyle ve $H_2O/LiBr$ çözeltisi ile çalışan S.S.M.'nin pratiğe geçmesiyle yeni bir ufuk doğmuştur.

1.2. GENEL ÇALIŞMA BİÇİMİ :

Soğurmalı (Absorpsiyonlu) soğutma çevrimi [S.S.Ç.], mekanik yoğunlaştırmalı (Kompresiyonlu) soğutma çevriminden [M.Y.S.Ç.] farklı olarak, tek bir soğutkan yerine bir soğutkan/soğurucu (absorbe edici) madde çifti ile çalışmaktadır.

Örneğin $H_2O/LiBr$ madde çiftinde soğutkan (HQ) soğurucu madde ise, (LiBr)'dür.

Tıbbi M.Y.S.Ç.'de olduğu gibi S.S.Ç.'de yine alçak basınç tarafında bir buharlaştırıcı ve yüksek basınç tarafında bir

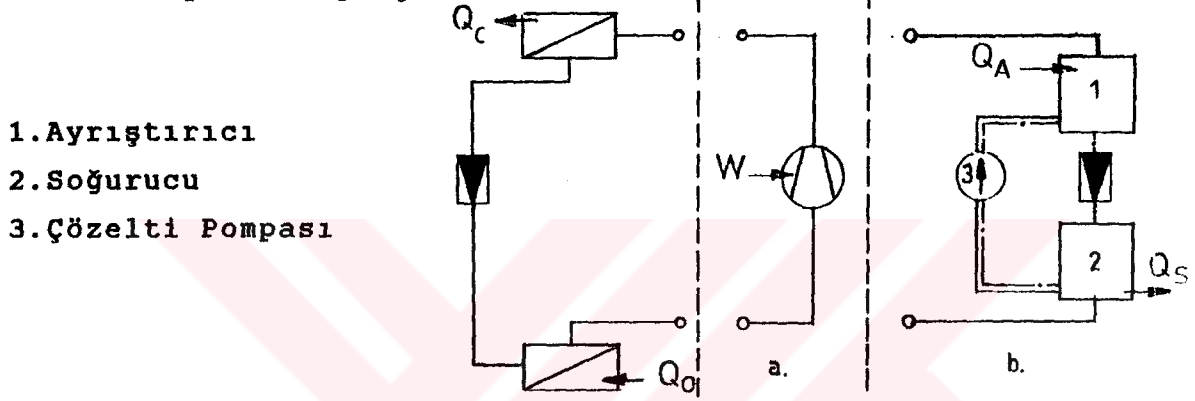
yoğusturucu vardır. S.S.Makinasında yoğunlaştırma işlemi, Soğurucu (absorber), çözelti pompası, ayırıştırıcı ve sıcaklık değıştirgecinden oluşan **TERMİK YOĞUNLAŞTIRICI** tarafından yapılmaktadır. Bu nedenden ötürü S.S.Ç.'de iki çevrimi birbirinden ayırmak gerekmektedir.

a. Soğutkan Çevrimi :

Ayırıştırıcı-Yoğusturucu-Buharlaştırıcı-Soğurucu arasındadır.

b. Çözelti Çevrimi :

Soğurucu-Ayırıştırıcı arasındadır.



Şekil 1-1 : a)Mekanik Yoğunlaştırmalı Soğutma Makinası

b)Soğurmali Soğutma Makinası

1.3. GENEL TEORİSİ :

S.S.Ç.'nin teorisi ikili madde karışımlarının termodinamiğine dayanmaktadır. Tekil maddelerden farklı olarak madde çiftinin her konumu üç büyükle bağlıdır. Bunlar basınç P , Sıcaklık T ve Derişim (Konsantrasyon) ξ (genelde kg karışım başına soğutkan madde miktarı olarak tanımlanır.)

Geniş çaplı araştırmalara rağmen bugüne dek NH_3 / H_2O ve $H_2O / LiBr$ madde çiftlerinden başka pratikte S.S.Ç.'da kullanılabilecek başka madde çiftleri bulunamamıştır. (*)

(*) Handbook Of Fundamentals 1981 Chapter 1., S.22/23, ASHRAE Inc. Atlanta, USA.

1.3.1. $H_2O / LiBr$ (SU/LİTYUMBROMÜR) ÇÖZELTİSİNİN ÖZELLİKLERİ :

Bu higroskopik sistemin avantajları : Soğutkan olarak suyun buharlaşma entalpisi yüksek, buhar basıncı düşük

Sıcak- lık [°C]	Baskı		Özgöl Hacim v'' [m³/kg]	Yoğun- luk ρ'' [g/m³]	Gizli Isı r [kcal/kg]	Entalpi i'' [kcal/kg]
	[Torr]	[kp/cm²]				
0	4,58	0,00623	206,3	4,85	597,2	597,2
1	4,92	0,00669	192,7	5,19	596,6	597,6
2	5,29	0,00719	180,0	5,56	596,0	598,0
3	5,68	0,00772	168,2	5,95	595,5	598,5
4	6,10	0,00829	157,3	6,36	595,0	599,0
5	6,54	0,00889	147,2	6,80	594,4	599,4
6	7,01	0,00953	137,8	7,26	593,8	599,8
7	7,51	0,0102	129,1	7,75	593,2	600,2
8	8,04	0,0109	121,0	8,27	592,7	600,7
9	8,60	0,01170	113,4	8,82	592,1	600,1
10	9,20	0,01251	106,4	9,40	591,6	601,6
11	9,84	0,01338	99,9	10,01	591,0	602,0
12	10,20	0,01429	93,85	10,66	590,5	602,5
13	11,21	0,01526	88,19	11,34	589,9	602,9
14	11,96	0,0163	82,91	12,06	589,4	603,4
15	12,79	0,0174	77,99	12,82	588,8	603,8
16	13,64	0,0185	73,4	13,63	588,3	604,3
17	14,5	0,0197	69,1	14,47	587,7	604,7
18	15,5	0,0210	65,10	15,36	587,1	605,1
19	16,5	0,0224	61,35	16,30	586,6	605,6
20	17,5	0,0238	57,84	17,3	586,0	606,0
21	18,65	0,0254	54,56	18,3	585,5	606,5
22	19,8	0,0270	51,49	19,4	584,9	606,9
23	21,1	0,0286	48,63	20,6	584,3	607,3
24	22,4	0,0304	45,94	21,8	583,8	607,8
25	23,8	0,0323	43,41	23,0	583,2	608,2
26	25,2	0,0343	41,04	24,4	582,6	608,6
27	26,7	0,0363	38,82	25,8	582,1	609,1
28	28,35	0,0386	36,73	27,2	581,5	609,5
29	30,05	0,0408	34,77	28,7	581,0	610,0
30	31,8	0,0432	32,93	30,4	580,4	610,4
31	33,7	0,0458	31,20	32,0	579,8	610,8
32	35,7	0,0485	29,60	33,8	579,3	611,3
33	37,7	0,0513	28,05	35,7	578,7	611,7
34	39,9	0,0542	26,61	37,6	578,1	612,1
35	42,2	0,0573	25,25	39,6	577,5	612,5
36	44,6	0,0606	23,97	41,7	577,0	613,0
37	47,1	0,0640	22,77	43,9	576,4	613,4
38	49,7	0,0676	21,63	46,2	575,9	613,9
39	52,5	0,0713	20,56	48,6	575,3	614,3
40	55,3	0,0752	19,55	51,1	574,7	614,7
41	58,4	0,0793	18,60	53,8	574,2	615,2
42	61,5	0,0836	17,70	56,5	573,6	615,6
43	64,8	0,0881	16,85	59,4	573,0	616,0
44	68,3	0,0928	16,04	62,3	572,4	616,4
45	71,9	0,0977	15,28	65,4	571,8	616,8
46	75,7	0,103	14,56	68,7	571,2	617,2
47	79,6	0,108	13,88	72,0	570,7	617,7
48	83,7	0,114	13,24	75,5	570,1	618,1
49	88,05	0,120	12,63	79,2	569,5	618,5
50	92,5	0,126	12,05	83,0	569,0	619,0

Tablo 1-1 : Doymuş Su Buharı (0.....50 °C)

(makina cıdar kalınlıkları), Lityumbromür çözeltisi uçucu değil (Rektifikasyon^(*) gerekli değil) iyi bir ısı ilişkisi (Ç), zehirsiz ve yanmaz.

Bu higroskopik sistemin dezavantajları : Suyun donma sıcaklığının (0 °C) altındaki buharlaşma sıcaklıklarına inmek olası değildir. Lityumbromür tuzu suda ancak sınırlı miktarda çözölebilmekte ve oksijen ile birleşmesi durumunda oldukça agresif etki göstermektedir, ve bu nedenle korozyon önleyici madde olarak Li_2CrO_4 çözeltiye karıştırılmaktadır. S.S.Makinasının aşırı düşük vakum altında çalışmasından ötürü makinanın sızdırmaz olması gerekmektedir. Pratikte soğurmali soğutma makinalarında $2 \times 10^{-5} \text{ cm}^3$ hava/saniye sızdırmazlık elde edilmektedir.

(*) Rektifikasyon : İki maddenin, farklı buharlaşma sıcaklıklarından yararlanarak yapılan ayırma işlemidir.

1.4. ÇEVİRİMİN TERMODİNAMİĞİ :

Çevrimin termodinamiğini incelemek üzere önce termodinamik kanunlara bir göz atalım.

Termodinamiğin Kapalı Sistemler için I.Kanunu :

$$\delta Q = \delta U + \delta W \quad (1)$$

Buradan çevrim için şu denklem elde edilir:

$$\delta Q \big|_{\text{gev.}} = \delta W \big|_{\text{gev.}} \quad (2)$$

Bu denklemi soğurmali soğutma çevrimi için uygularsak;

$$Q_1 + Q_2 - Q_3 - Q_4 + W_p = 0 \quad (3)$$

Q_1 : Ayrıştırıcıda çevrime eklenen ısı.

Q_2 : Buharlaştırıcıda çevrime eklenen ısı.

Q_3 : Yoğuşturucuda çevrimden atılan ısı.

Q_4 : Soğurucuda çevrimden atılan ısı.

W_p : Pompa üzerinden çevrime giren enerji.

Pompa işi, diğer enerjiler yanında önemsenmeyecek kadar küçük olduğundan bunu "0" kabul edebiliriz.

$$W_p = 0 \quad (4)$$

Böylece,

$$Q_A + Q_O - Q_C - Q_S = 0 \quad (5)$$

olmuş olur.

Termodinamiğin Kapalı Çevrimler için II.Kanunu:

$$\sum \frac{|Q_i|}{T_i} \leq 0$$

(6)

Öyleyse,

$$\frac{Q_A}{T_A} + \frac{Q_O}{T_O} - \frac{Q_C}{T_C} - \frac{Q_S}{T_S} \leq 0$$

(6a)

olur. (5) ve (6a) nolu eşitsizliklerden ve $T_C = T_S$ kabul ederek maksimum ısı ilişkisi ζ_{max} , yani yarar ile bedel arasındaki ilişkiyi aşağıdaki gibi elde etmek mümkündür.

$$\frac{Q_A}{T_A} + \frac{Q_O}{T_O} - \frac{1}{T_C} (|Q_A| + |Q_O|) \leq 0$$

(7)

$$Q_O \left(\frac{1}{T_O} - \frac{1}{T_C} \right) \leq Q_A \left(\frac{1}{T_C} - \frac{1}{T_A} \right)$$

(7a)

$$\frac{Q_O}{Q_A} \leq \frac{\frac{1}{T_C} - \frac{1}{T_A}}{\frac{1}{T_O} - \frac{1}{T_C}} = \frac{T_O \left(\frac{T_A}{T_C} - 1 \right)}{T_A \left(1 - \frac{T_O}{T_C} \right)}$$

(7b)

$$\zeta_{max} = \frac{Q_O}{Q_A} = \frac{T_O (T_A - T_C)}{T_A (T_C - T_O)}$$

(8)

Burada ζ_{max} soğurma sıcaklığı T_i 'nin T_o 'ye eşit olması durumundaki çevrimin ısı ilişkisini vermektedir.

Gerçek çevrimde ısı ilişkisi ise, aşağıdaki gibidir.

$$\zeta = \frac{Q_o}{Q_A + W_p}$$

(9)

Yine ayrıştırıcı ısısının yanında pompa işi önemsiz büyüklükte olduğundan ötürü gerçek (uygulamadaki) soğurmalı soğutma çevriminin ısı ilişkisi aşağıdaki gibidir.

$$\zeta = \frac{Q_o}{Q_A}$$

(10)

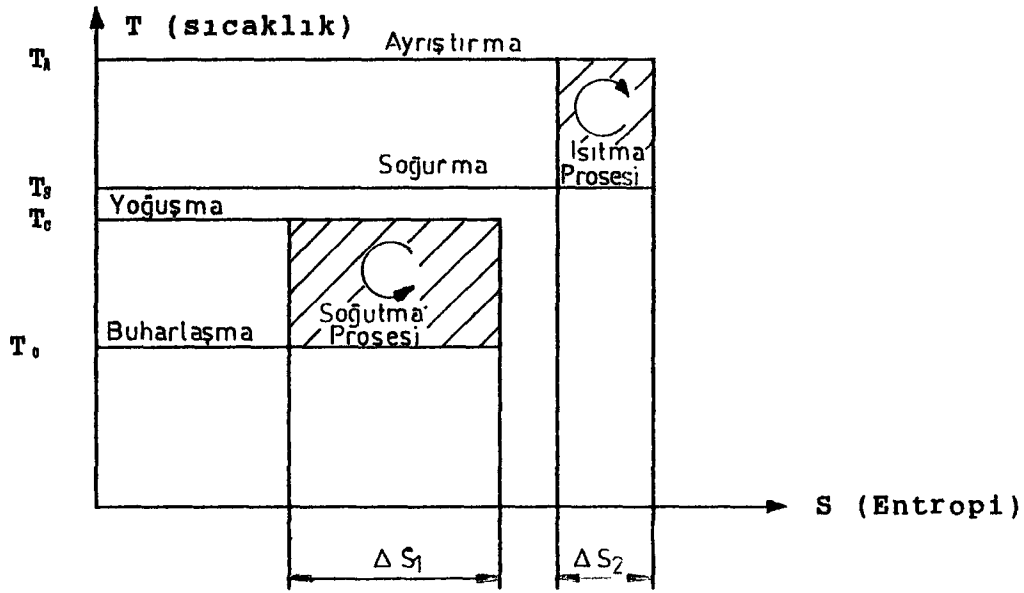
Çevrim sırasında soğutma kulesi ve benzeri aracılığı ile çevreye atılan ısı miktarı ise,

$$Q_c + Q_s = Q_o \left(1 + \frac{1}{\zeta}\right) \text{ 'dir}$$

(11)

1.4.1. MÜKEMMEL CARNOT ÇEVİRİMİ :

S.S.Ç. 'nin mükemmel Carnot karşılaştırma çevrimi biri sağ yönde, diğeri sol yönde çalışan çevrimlerden oluşmaktadır. Sağ yönde çalışan çevrimde oluşturulan işletme enerjisi (ısıtma ısısı) $(T_A - T_0) \cdot \Delta S_1$ 'dir. Sol yönde çalışan çevrimde oluşturulan işletme enerjisi (soğutma ısısı) $(T_c - T_0) \cdot \Delta S_1$ 'dir.



Şekil 1-2 : Carnot Soğurmalı Soğutma Çevriminin T,S Diyagramında gösterilmesi.

1.4.2. CARNOT ETKİNLİĞİ (ISIL İLİŞKİSİ):

Mükemmel Carnot çevrimine bağlı olarak Carnot etkinliği aşağıdaki gibidir.

$$(T_c - T_o) \cdot \Delta S_1 - (T_A - T_s) \cdot \Delta S_2 \quad (12)$$

$$(T_c - T_o) \cdot \frac{dQ_o}{T_o} - (T_A - T_s) \cdot \frac{dQ_A}{T_A} \quad (12a)$$

$$\frac{dQ_o}{dQ_A} = \frac{Q_o}{Q_A}$$

(12b) Buradan,

$$\zeta_c = \frac{T_o}{T_c - T_o} \cdot \frac{T_A - T_s}{T_A} \quad (13)$$

Yoğuşturucu ve soğurucuya uygulanan soğutucu ortam aynı

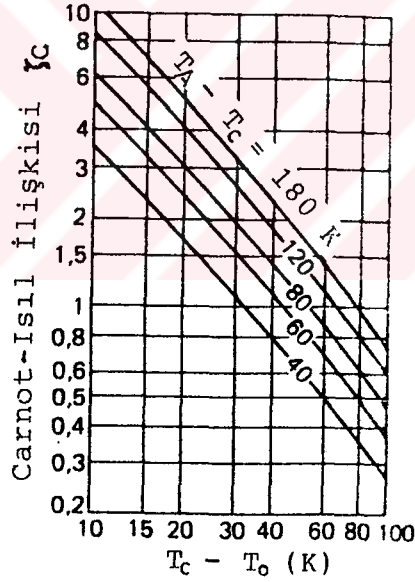
ise, ki bu genelde böyledir, ve buna ek olarak bunlar paralel bağlı ise, yani $T_s = T_c$ olmaktadır. Seri bağlı olmaları durumunda T_s , T_c 'den biraz daha büyüktür.

Carnot etkinliği denkleminde $T_s = T_c$ yerine yazılır ise,

$$\zeta_c = \frac{T_o}{T_c - T_o} \cdot \frac{T_A - T_c}{T_A}$$

(14)

Parametre olarak $\{T_A - T_c\}$ seçilmesi durumunda değişimini aşağıdaki diyagramdan görmek mümkündür. Ancak bu diyagramın kullanılması durumunda soğutkan/soğurucu madde çiftinin fiziksel özelliklerinden ötürü doğan çevrim sınırlarına dikkat edilmek zorundadır.



Diyagram^(*) 1-1 : Soğurmalı soğutma makinasının Carnot etkinliğinin değişimi.

(*) Taschenbuch für Heizung und Klima Technik.S.1560.90/91
Recknagel-Sprengel-Hönman / Oldenbourg/FRG.

1.4.3. CARNOT VERİMİ :

$$\eta_c = \frac{\zeta}{\zeta_c}$$

(15)

Pratikte büyük soğurmalı soğutma makinaları 0,5 ile 0,8 arası Carnot verimlerini elde edebilmektedir.

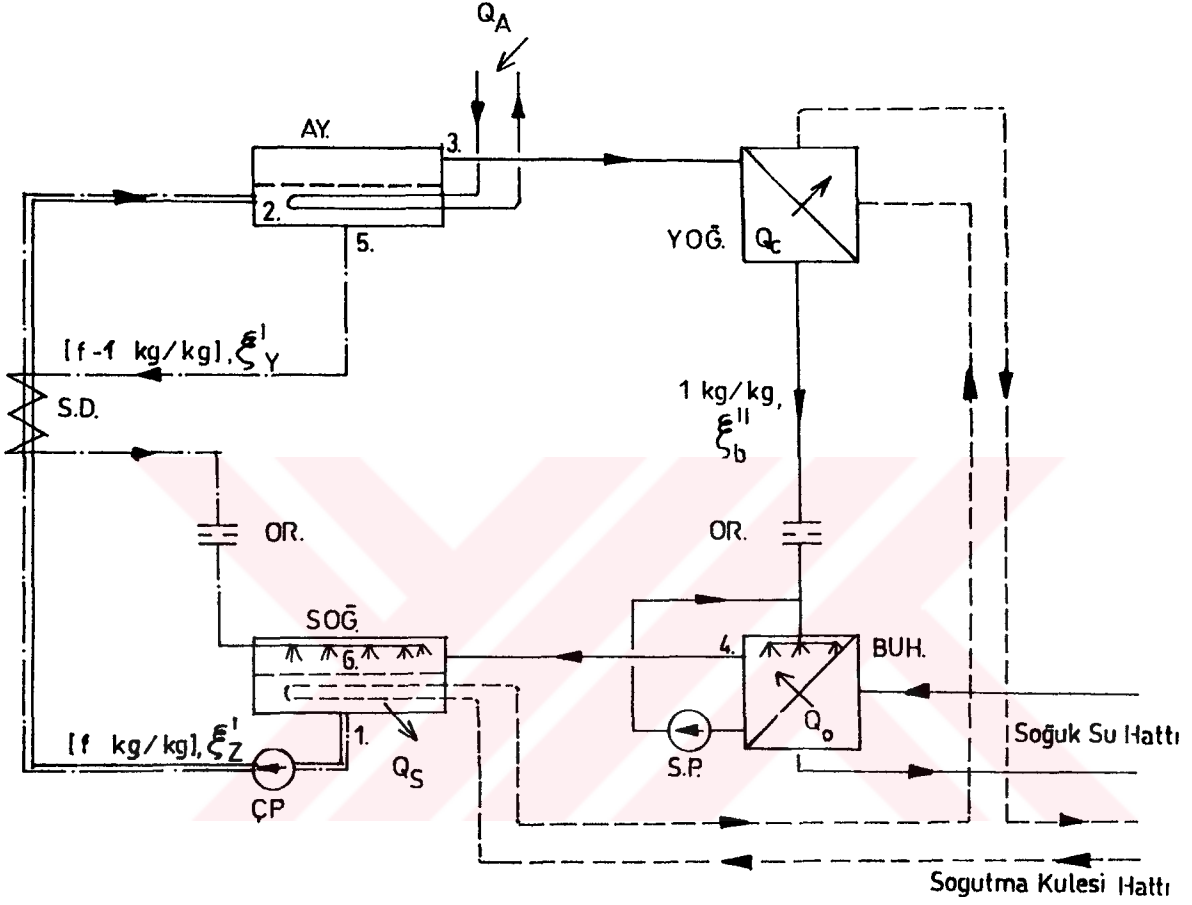
1.5. TEK KADEMELİ ÇEVİRİM :

Buharlaştırıcıda oluşan soğutkan buharı S.S.Makinasında mekanik biçimde yoğunlaştırılmayıp, soğurucu ile buharlaştırıcının oluşturduğu ortak hacimde, düşük ortam basıncı altında Yoksul Çözelti (Konum 6-1) soğutulmaktadır.

Soğutkanca zenginleşmiş (Konum 1) çözeltinin basıncı pompa aracılığı ile yoğuşma basıncına (Konum 2) çıkarılmakta ve ayrıştırıcı (kaynatıcı) hacmine itilmektedir. Burada çözeltinin sıcaklığı ısı verilerek (sıcak su, buhar, sıvı-gaz yakıtın yakılması v.b.) arttırılmakta ve böylece Soğutkanın buhar fazına geçip içinden ayrılması sağlanmaktadır (Konum 2-5). Soğutkan bundan sonra yoğuşturucuya varıp gizli ısısını soğutma suyuna aktararak yoğuşmaktadır (Konum 3), ve daha sonra bir orifisten geçerek ve buharlaştırıcı fiskiyesi üzerinden püskürtülüp tanecik yüzeyi arttırılarak basıncı buharlaşma basıncına düşürülmektedir (Konum 4). Artık bir alçak basınç ortamında bulunan soğutkan, soğutma suyu boruları üzerinden buharlaşma gizli ısısını soğutulacak ve kendisinden daha yüksek bir sıcaklıkta bulunan ortamdan çekerek buharlaşmaktadır. Böylece soğutkan kendi çevreminin başına dönmüş olmaktadır.

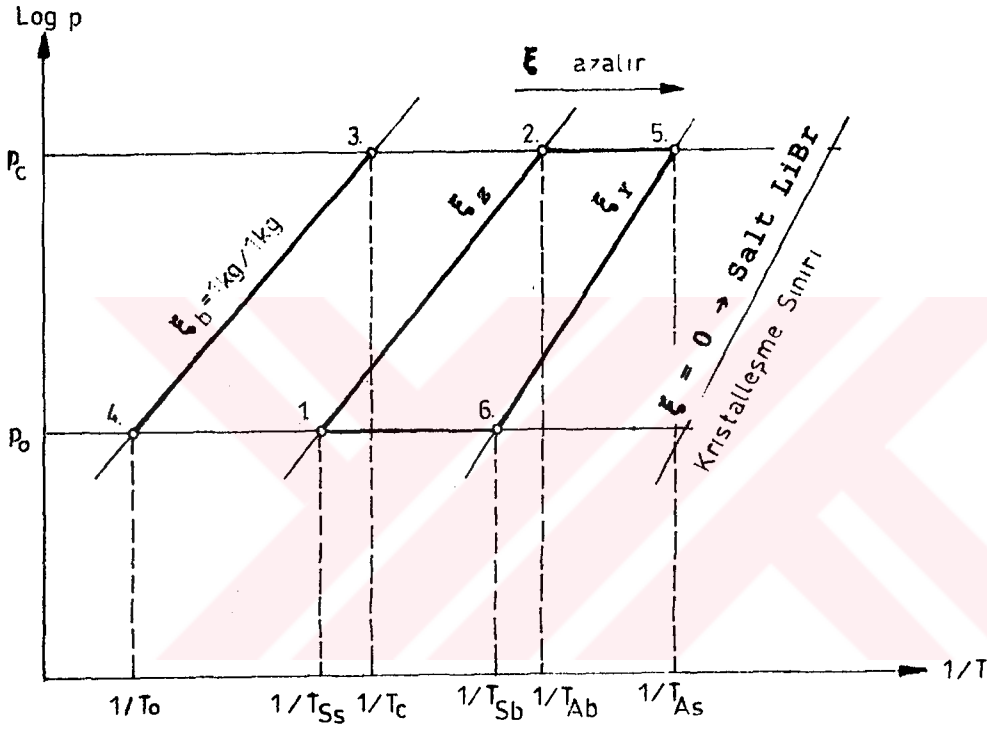
Diğer yandan ayrıştırıcıda soğutkanca yoksullaşan çözelti (Konum 5) basınç ve seviye farkından ötürü bir ısı değiştirgeci ve orifisten geçerek tekrar soğurucuya akmaktadır. Buradada yine etkileşim yüzeyini arttırmak üzere çözelti, soğurucu fiskiyeleri aracılığı ile püskürtülmektedir. Ortamda var olan soğutkan buharı derhal yoksul çözeltinin bünyesine alınmaktadır. Bu soğurma işlemi sırasında açığa çıkan ısı enerjisi ise, soğurucuya seri bağlı

olan yoğuşturucu enerjisi ile birlikte soğutma kulesi veya benzeri üzerinden dış çevreye atılmaktadır.



Şekil 1-3 : Tek kademeli S.S.Çevriminin akış şeması.

- SOĞ : Soğurucu (Absorber)
 ÇP : Çözelti Pompası. (Solution Pump)
 SD : Sıcaklık Değiştirgeci (Heat Exchanger)
 AY : Ayrıştırıcı (Generator)
 OR : Orifis (Orifice)
 YOĞ : Yoğuşturucu (Condenser)
 BUH : Buharlaştırıcı (Evaporator)
 SP : Soğutkan Pompası (Refrigerant Pump)



ŞEKİL 1-4 : Tek kademeli $H_2O/LiBr$ 'li S.S.çevriminin $\log p$, $1/T$ diyagramında gösterilmesi.

1.5.1. TEORİK TEMEL TASARIM DENKLEMLERİ :

Aşağıda sunulan denklemler $H_2O/LiBr$ 'li soğurmalı soğutma çevrimi içindir.

1.5.1.1. Ön Koşul ve Ön Açıklama :

Bilindiği gibi $H_2O/LiBr$ sadece bir Log p, 1/T diyagramı (konum diyagramı), ve su için ayrıca bir molier diyagramı var olup hesaplamalarda bunlar kullanılmaktadır. Bunların yerini yukarıda sayılan maddelerin p (basınç), t (sıcaklık), γ (özgül ağırlık) ve ζ (derişim) özelliklerini veren herhangi bir diyagramda alabilmektedir.

Isıl hesapların yapılabilmesi için ayrıca şu bilgilerde gerekmektedir.

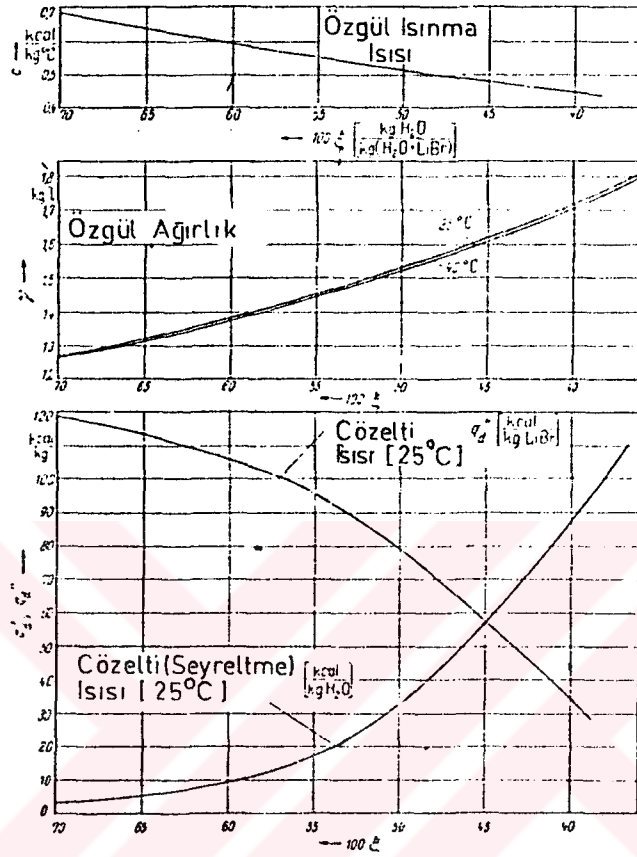
a. Çözelti bileşimine ve sıcaklığa bağlı olarak çözelti ısısı. $c(Kj/Kg.)$

b. Çözelti bileşimine ve sıcaklığa bağlı olarak çözeltinin özgül ısınma ısısı. $c(Kj/Kg-K)$. Soğurucu madde ve soğutkanın özgül ısınma ısılarının bilinmesi durumunda çözeltinin ısınma ısısı ilk yaklaşım olarak karışım kurallarına göre hesaplanabilmektedir.

c. Çözelti bileşimi ve sıcaklığa bağlı olarak çözeltinin özgül ağırlığı. $\gamma(Kg/m^3)$. Burada yine ilk yaklaşım hesabında iki maddenin karışımı kurallarına göre çözelti özgül ağırlığı hesaplanabilmektedir.

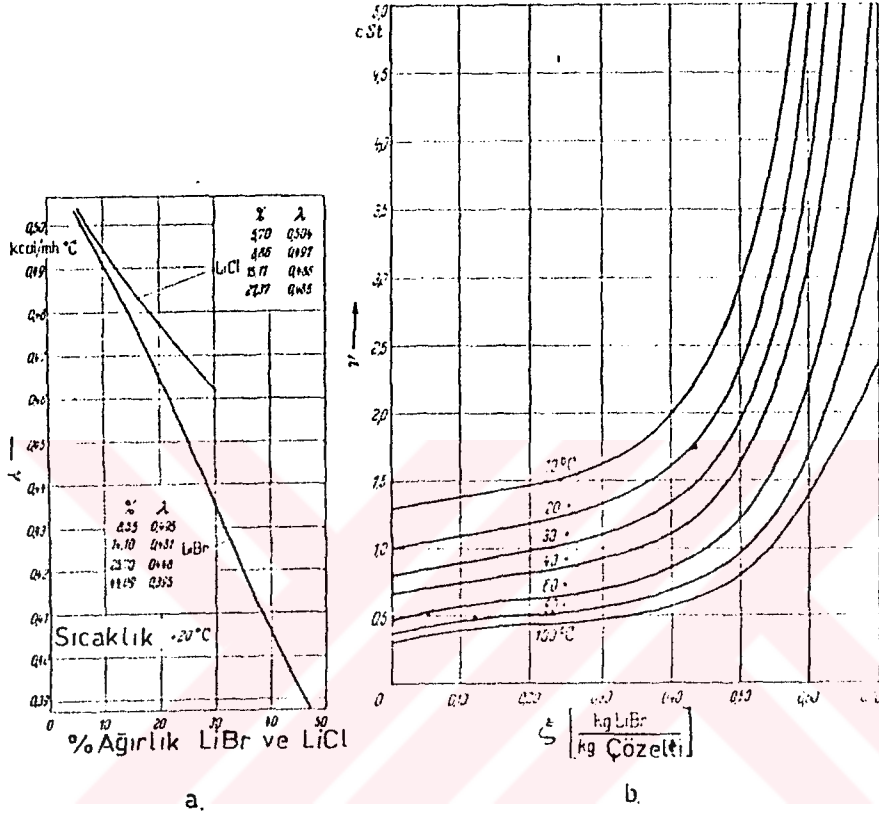
d. Son olarak ısı aktarım kat sayılarının hesaplanabilmesi için çözeltinin viskozitesi $\nu(c.st.)$ ile ısı iletim katsayısı $\lambda(W/m-K)$.

Bu verileri içeren diyagramlar aşağıda sunulmaktadır.



Diyagram^(*) 1-2 : Derişimi %40 ile %70 arası olan H₂O/LiBr çözeltilisinin fiziksel verileri.

(*) Handbuch der Kaelte Technik. Bd.7 1969.Springer Verlag New York/USA



Diyagram^(*) 1-3 : (a) Sulu lityum tuzu çözeltilerinin ısı iletim katsayıları. (b) $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$ çözeltisinin kinematik viskozitesi.

(*) Handbuch der Kaelte Technik. Bd.7 1969.Springer Verlag New York/USA

1.5.1.1.2. İkili Madde Karışımlarının Teorisi :

a. Karışımın konumunun belirlenmesi.

Bilindiği gibi bir karışımın konumu p , t , γ ve ξ ile belirlenmektedir.

DERİŞİM : Karışım içerisinde kolay buharlaşan maddenin (yani soğutkanın) karışım (çözelti) içerisindeki maddesel oranı (%) olarak tanımlanmakta ve aşağıdaki şekilde gösterilmektedir.

$$\xi = \frac{\sum M(H_2O)}{\sum [M(H_2O) + M(LiBr)]} - \frac{\sum M(H_2O)}{M_{\text{çözelti}}} \quad (16)$$

$$M_{\text{çözelti}} = M_{\text{karışım}}$$

M : Çözeltinin (karışımın) kg.cinsinden kütlesidir.

$\xi = 0 \rightarrow$ Salt LiBr (Soğurucu)

$\xi = 1 \rightarrow$ Salt H_2O (Soğutkan)

ZENGİN ÇÖZELTİ DERİŞİMİ :

$$\xi'_z = \frac{m_b + M(H_2O)}{m_b + M(H_2O) + M(LiBr)} \quad (16a)$$

YOKSUL ÇÖZELTİ DERİŞİMİ :

$$\xi'_y = \frac{M(H_2O)}{M(H_2O) + M(LiBr)} \quad (16b)$$

m_b : Buharlaştırıcıda istenen soğutma kapasitesini (q) sağlayacak soğutkan miktarıdır. [$m_b = m_0$]

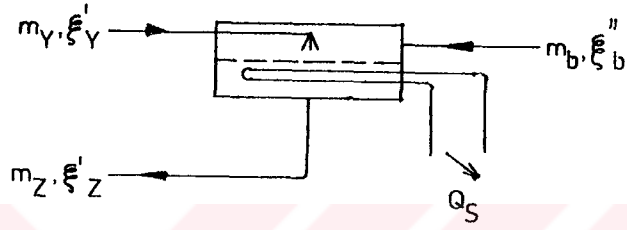
$M(H_2O)$: Çevrimin kristalleşme sorunu ile karşılaşmadan sürekliliğini sağlayan su kütlesidir.

$M(LiBr)$: Çevrimin kristalleşme sorunu ile karşılaşmadan sürekliliğini sağlayan Lityumbromür kütlesidir.

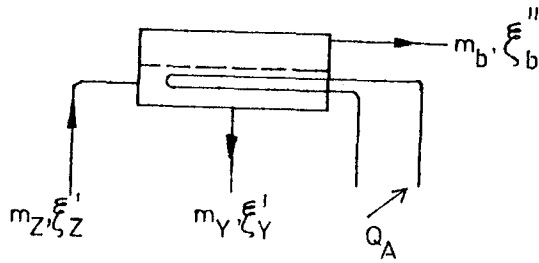
b. Denge Denklemleri ve Çözelti Özgöl Devinim
Miktarı _____ :

Soğurucu ve ayrıştırıcıdaki kütleler verdilerden yararlanarak denge denklemleri ve sonra buradan zengin çözelti özgöl devinim miktarı aşağıdaki gibi elde edilmektedir.

Soğurucu _____ :



Ayrıştırıcı _____ :



$$\text{Kütlesel Verdi} : \dot{m}_z = \dot{m}_y + \dot{m}_b \quad (17)$$

$$\text{Soğutkan Madde Miktarı} : \dot{m}_b \cdot \xi_z' = \dot{m}_y \cdot \xi_y' + \dot{m}_b \cdot \xi_b'' \quad (18)$$

$$\dot{m}_b \cdot \xi_z' = (\dot{m}_z - \dot{m}_y) \cdot \xi_y' + \dot{m}_b \cdot \xi_b'' \quad (18a)$$

$$\frac{m_z}{m_b} = \frac{\xi_b'' - \xi_y'}{\xi_z' - \xi_y'}$$

(18b)

Yukarıdaki denklemden yararlanarak bir zengin çözelti özgül devinim miktarı tanımlamak mümkündür.

ZENGİN ÇÖZELTİ ÖZGÜL DEVİNİM MİKTARI :

Çevrimde soğutma kapasitesini sağlamak amacıyla devinen 1 kg soğutkan miktarı başına (m_b) devinmesi gereken zengin çözelti miktarıdır.

$$f = \frac{m_z}{m_b} = \frac{\xi_b'' - \xi_y'}{\xi_z' - \xi_y'}$$

(19)

Bu veri ileride Bölüm 1.5.1.2.'de ısı aygıtlarının kapasitelerinin hesabında kullanılacaktır. Bu aygıtların kapasiteleri $q(kj/kg)$ böylece 1 kg soğutkan miktarı başına belirlenmiş olacaktır. Daha sonra arzulanan buharlaştırıcı ısı verdisinden birim zamanda devinen soğutkan miktarı aşağıdaki denklemlerden elde edilerek diğer tüm ısı aygıtlarının ısı verdileri (Temel Tasarım Verileri) elde edilebilecektir. Belirlenen bu ısı verdileri aracılığı ile ise; ısı aktarım (transfer) düzeyleri ve sonuç olarak her bir aygıtın (buharlaştırıcı, soğurucu, ayrıştırıcı, yoğunlaştırıcı, sıcaklık değiştirgeci) boyutları belirlenebilecektir.

$$\dot{m}_o = \frac{\dot{Q}_o}{r(t_o)}$$

(19a)

AYRIŞTIRMA ARALIĞI : $\Delta \xi = \xi'_1 - \xi'_2$

Ayrıştırma aralığı büyüdükçe aynı soğutma miktarını elde etmek için gerekli olan kütleisel verdiler düşmektedir. Dolayısı ile bir $\Delta \xi_{min}$ değeri amaçlanmaktadır. Ancak bu değer kristalleşmek sınırı ile belirlidir. $\Delta \xi \rightarrow 0$ giderken $f \rightarrow \infty$ gitmesi tasarımlarda optimum $\Delta \xi$ 'nin bulunmasının önemini açıkça göstermektedir.

c. Soğurma (veya Ayrıştırma) Prosesi :

LORENZ'e göre 1 kg soğutkanın derişimi (ξ), sıcaklığı (t) ve basıncı (p) olan bir çözelti tarafından soğurulması işlemini aşağıdaki gibi parçalayarak düşünmek mümkündür. Soğurmanın Tersı ayrıştırma işlemidir.

1. Kızgın gaz (buhar) fazında soğurucuya giren soğutkan önce t sıcaklığından ortam basıncı olan p' 'ye karşılık gelen doyma sıcaklığı t_d 'ye soğutulmaktadır. Gazın t ile t_d sıcaklıkları arasındaki özgül ısınma ısısı c_p , ve kızgın gazın entalpisini h ve doymuş gazın entalpisini h' ile gösterirsek gazdan aşağıdaki ısı çekilecektir.

$$c_p (t - t_d) = h - h' \text{ doyma ısısı} \quad (20)$$

2. Gaz, p basıncı ve t_d sıcaklığında yoğunlaştırılmaktadır. Bu işlem sırasında gazdan yoğunlaşma gizli ısısı $r = h' - h''$ çekilmektedir.

Burada h' , sıvı soğutkanın t_d doyma sıcaklığına karşılık gelen entalpidir.

3. Yoğuşmuş soğutkanın şimdi t_d sıcaklığından çözelti sıcaklığına (t) ısıtılması gerekmektedir. Bu sırada çözeltiye şu ısı miktarı verilmektedir. $c_{siv} (t - t_d) = h'_1 - h'$ burada q_{siv} soğutkanın t ile t_d sıcaklıkları arasındaki özgül ısınma ısısidir. h'_1 ise t sıcaklığına karşılık gelen entalpidir.

4. Son olarak sıvı soğutkan ile çözelti karışmakta ve bu

sırada genelde pozitif olan çözelti ısısı ($\dot{q}$) ortaya çıkmaktadır.

Yukarıdaki ısıların toplamı ise; aşağıdaki gibidir.

$$\dot{Q} = c_p (t - t_s) + r - c_{s,lv} (t - t_s) + \dot{q} \quad (21)$$

$$= (c_p - c_{s,lv}) (t - t_s) + r + \dot{q} \quad (21a)$$

$$= (h - h'') + (h'' - h') - (h_s - h'_s) + \dot{q} \quad (21b)$$

$$= h - h'_s + \dot{q} \quad (21c)$$

$c_p = c_{s,lv}$ için ise; $\dot{Q} = r + \dot{q}$ olmaktadır.

1.5.1.2. DENKLEMLER :

Şekil 1.3. ve şekil 1.4'de gösterilen S.S.çevriminin konumları çevrim gereği belirli olup aşağıdaki gibidir.

Buharlaşma sıcaklığı t_s (konum 4), suyun donma sıcaklığı olan 0°C ile sınırlı olmak üzere soğutma amacına bağlı olarak belirlidir. Yoğuşma sıcaklığı t_c (konum 3) ve soğurma sonu sıcaklığı t_s (konum 1) soğutma sıcaklığına bağlı olarak belirlidir. Sonuncu değer olan ayırıştırma sonu sıcaklığı t_{As} (konum 5) ısıtıcı ortam sıcaklığına bağlı olarak belirlidir. Bunlardan zengin çözeltinin derişimi ξ_1 ve yoksul çözeltinin derişimi ξ_2 diyagram üzerinden okunabilmektedir. Buradan ısı hesaplamalar için gerekli olan zengin çözelti devinim miktarı $f(\text{kg/kg})$ elde edilebilmektedir.

Denklemler, bölümünde sırası ile önce soğutkan çevriminin elemanlarının ısı hesaplarını (yoğuşturucu, buharlaştırıcı) ve sonra ise çözelti çevriminin (termik yoğunlaştırıcı kısmı) elemanlarının ısı hesaplarını (ayırıştırıcı, soğurucu, sıcaklık değiştirgeci, pompa) belirleyerek teorik temel tasarım verilerini elde etmiş olacağız.

A. YOĞUŞTURUCU :

Ayırıştırıcıdaki soğutkan buharı (H_2O) ile çözelti ($\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$) arasında karşı akım söz konusu olduğu zaman su buharı en olumlu durumda ayırıştırıcıyı t_{1b} (ayrışım başlangıç sıcaklığı)' de terk etmekte ve öncelikle yoğuşturucuda doyma

sıcaklığına (t_c) soğutulduktan sonra yoğuşmaktadır. Ayrıca soğutkan fazla soğutulup aşırı doyurulmakta ve yoğuşturucuyu (t_{alt}) sıcaklığı ile terk etmektedir. Bunun sonucu yoğuşturucudaki toplam özgül ısı aşağıdaki gibidir.

$$Q_0 = Q_{bb}(t_b - t_c) + r + Q_{iv}(t_r - t_{alt}) \quad (22)$$

B. BUHARLAŞTIRICI :

Sıvı soğutkan p_0 basıncı ile t_b sıcaklığında buharlaşmaktadır. Mükemmel bir buharlaşmada soğutkan buharlaştırıcıyı t_0 sıcaklığında ve doymuş kuru buhar olarak terk etmektedir. Buna göre özgül soğutma kapasitesi aşağıdaki gibidir.

$$q_0 = h_b - C_{siv}(t_{alt} - t_0) \quad (23)$$

C. SOĞURUCU :

Soğurucuda sistemden uzaklaştırılacak ısı miktarının hesabında kolaylık olması bakımından çözelti ısısı, özgül ısı ve çözelti miktarları ortalama değerler olarak alınmaktadır. Söz konusu olan bu değerler çözeltinin bileşimine bağlı olmakla beraber basınçla orantılı olarak değişmelerinden ötürü oluşacak olan hata fazla büyük olmayacaktır. Buna göre çözelti ısısı, çözelti ortalama derişiminden gidilerek elde edilebilmektedir.

$$\zeta'_{ort} = 0.5(\zeta'_s + \zeta'_r) \quad (24)$$

Ortalama özgül ısısı (C_{ort}) yine ζ'_{ort} 'den belirlenmektedir.

Soğurucudan uzaklaştırılacak ısı miktarı bir çok tekil değerlerin toplamından oluşmaktadır.

t_{s1} sıcaklığı ile soğurucuya giren yoksul çözelti ($t_{s1} < t_{sb}$) olması durumunda, ki bu genellikle söz konusudur, önce soğurma sıcaklığına dek ısınmaktadır. Bu işlem sırasında sisteme ısı enerjisi eklenmesinden ötürü değeri (-)'dir.

$$Q_{s1} = -(f-1)C_p(t_{sb} - t_{s1}) \quad (25)$$

Sonra çözelti soğurma işlemi boyunca t_{sb} 'den t_{s1} 'ye (soğurma sonu sıcaklığı) soğutulmaktadır. Bu olay sırasında çözelti hacmi, soğutkanın eklenmesinden ötürü, artmaktadır. Burada ortalama çözelti miktarının t_{sb} 'den t_{s1} 'ye soğutulduğu varsayılmaktadır.

$$f_{ort} = 0.5(f + f - 1) = f - 0.5 \quad (26)$$

$$-\frac{\xi_b'' - \xi_y'}{\xi_z' - \xi_y'} - 0,5$$

(26a)

$$-\frac{2\xi_b'' - \xi_z' - \xi_y'}{2(\xi_z' - \xi_y')}$$

(26b)

Yukarıdaki denklemden yararlanarak ortalama çözelti miktarının soğutulması sırasında uzaklaştırılan ısı aşağıdaki gibidir.

$$q_{s2} = f_{ort} \cdot c_{ort} (t_{sb} - t_{ss}) = \frac{2\xi_b'' - \xi_z' - \xi_y'}{2(\xi_z' - \xi_y')} \cdot c_{ort} (t_{sb} - t_{ss})$$

(27)

Şimdi sıra soğurucuya buhar fazında giren soğutkan buharının $p_0 = p_{doyma}$ basıncında yoğuşturulması işlemindedir. Soğutkan buharının t_0 sıcaklığında ve kızdırılmış olarak ($t_0' > t_0$) soğurucuya geldiği kabul edilmektedir. Buna göre soğurma işlemi; t_0 sıcaklığındaki soğutkanın p_0 basıncına karşı gelen doyma sıcaklığına (t_0) soğuduğu varsayılmakta ve buhar yoğuşturulmakta (r_0 yoğuşma gizli ısı), sonra sıvı faza geçmiş olan soğutkanın, ortalama çözelti sıcaklığı $t_{s,ort}$ 'ye ısındığı var sayılmaktadır. Bundan sonra sıvı soğutkanın soğurularak yoksul çözeltinin bünyesine alındığı varsayılmakta ve bu olay sırasında karşımıza çözelti ısı q_3 çıkmaktadır. Soğurma işlemi boyunca geçerli olan denklem ise; LORENZ'e göre aşağıdaki gibidir.

$$q_3 = c_{p0}(t_0' - t_0) - c_{sıvı}(t_{ort} - t_0) + r_0 + q_2 \quad (28)$$

Gerçek soğurma çevriminde daha etkin bir soğurma sağlamak amacıyla çözelti bir t_{sq} sıcaklığına dek soğutulmakta olup, bu olayı şu denklem ile göstermekteyiz.

$$q_4 = f \cdot c_z (t_{ss} - t_{sq}) \quad (29)$$

Yukarıda açıklanan olaylar zincirine göre teorik soğurma çevriminde toplam soğurucu ısısı aşağıdaki gibidir.

$$Q_T = Q_{S1} + Q_{S2} + Q_{S3} + Q_{S4} \quad (30)$$

$$= -(f-1) \cdot C_Y (t_{Sb} - t_{Sg}) + f_{ort} \cdot C_{or} (t_{Sb} - t_{Sg}) + C_{po} (t'_{o} - t_o) - C_{sivi} (t_{ort} - t_o) + R_0 + Q + f \cdot C_Z (t_{Ss} - t_{Sg}) \quad (30a)$$

D. SICAKLIK DEĞİŞTİRGEÇİ (ÇÖZELTİ ISILARI DEĞİŞTİRGEÇİ) :

Sıcaklık değiştirgecinde veya diğer adı ile çözelti ısıları değiştirgecinde yoksul çözelti, ısısını zengin çözeltiye vererek çevrimin verimini arttırmaktadır. Mükemmel soğurma çevriminde yoksul çözelti $(f-1)$, t_{As} sıcaklığından t_{Sg} sıcaklığına dek soğumakta ve mükemmel ısı transferi durumunda $t_{Sf} = t_{Sg}$ olmaktadır. Pratikte kesin olarak $t_{Sf} < t_{Sg}$ olmakta ve bu yoksul çözeltinin aşırı soğumuş (doymuş) olarak soğurucuya girdiği anlamını taşımaktadır.

Zengin çözelti ise; Sıcaklık Değiştirgecine t_{Sg} sıcaklığı ile girmekte ve burada sıcaklığı yoksul çözelti aracılığı ile t_{As} 'ye çıkarılmakta ve bu sıcaklık ile ayrıştırıcıya girmektedir.

Bu olaylar sırasında sıcaklık değiştirgecindeki ısı denge aşağıdaki gibidir.

$$Q_{S0} = (f-1) C_Y (t_{As} - t_{Sg}) = f \cdot C_Z (t_{Ag} - t_{Sg}) \quad (31)$$

Bu denklemden ayrıştırıcı giriş sıcaklığı t_{Ag} 'yi çekebiliriz.

$$t_{Ag} = t_{Sg} + \frac{f-1}{f} \cdot \frac{C_Y}{C_Z} \cdot (t_{As} - t_{Sg})$$

(32)

Genelde C_Z ile C_Y arasında büyük bir fark olmadığından $C_Y/C_Z = 1$ alınabilmektedir. Buna göre denklem aşağıdaki şekli almaktadır.

$$t_{Ag} = t_{Ss} + \frac{f-1}{f} (t_{As} - t_{Sg})$$

(32a)

Ayrıca mükemmel çevrim için $t_{Sf} = t_{Ss}$ olduğundan denklem aşağıdaki şekli alır.

$$t_{Ag} = t_{Ss} + \frac{f-1}{f} \cdot (t_{As} - t_{Ss})$$

(32b)

Duruma göre $t_{A1} \leq t_{Ab}$ veya $t_{A1} \geq t_{Ab}$ (ayırıştırma başlangıcı sıcaklığı) olabilmektedir. Bu zengin ve yoksul çözeltilerin ısı kapasitelerine ve dolayısıyla çözeltilerin özgül devinim miktarına (f) bağlıdır. Devinim miktarı (f) çok büyük ise bu durumda, $(f-1)/f$ oranı 1'e yaklaşacağından ötürü 32b denkleminden aşağıdaki şu sonuç elde edilmektedir.

$t_{A1} - t_{Ss} = t_{As} - t_{Ss}$ olurki buna göre $t_{A1} = t_{As}$ olmaktadır. Ancak denklemimize göre bu olanaklı değildir. Çünkü t_{Ab} 'nin aşılması durumunda ayırıştırma işlemi (çözeltilerin kaynaması yani soğutkanın buhar fazına geçerek çözeltilerden ayrışması işlemi) başlayacağından, ısı değiştirgecindeki enerjinin büyük bir kısmı zengin çözeltili sıcaklığını arttırmasının yanında buhar oluşturulmasına harcanacaktır. Bu durumda ise sıcaklık değiştirgecinde zengin çözeltilide bir "ön ayırıştırma" söz konusu olup, $t_{Sg} > t_{Ss}$ olacaktır. Budurumda ise; t_{Sg} sıcaklığı (32) nolu denklemde hesaplanamayıp, diyagramdan alınacaktır. Ön ayırıştırma sırasında söz konusu olan ısı, ayırıştırıcının yükünü azaltacağından bu ısı değeri ayırıştırıcı ısısından çıkarılmaktadır.

$$Q_A = (f-1)C_T (t_{A1} - t_{Sg}) = f \cdot C_T (t_{Ab} - t_{Sg}) \quad (33)$$

Çözeltili devinim miktarlarının küçük olması durumunda ise, $t_{A1} \leq t_{Ab}$ olduğundan t_{A1} sıcaklığı (32) nolu denklemde hesaplanabilmektedir.

Pratikte sıcaklık değiştirgecindeki ısı transferi sonucunda $t_{Sg} = t_{Sf} + (5 \text{ ila } 8 \text{ K arası})$

e. AYRIŞTIRICI :

Ayrıştırıcıda çözeltiye verilecek ısıнын hesaplanmasında yine soğurucuda olduğu gibi çözelti miktarının, çözelti ısıнын, ve özgül ısıнын hesaplanmasında ortalama değerlerden gidilmektedir. Burada sayılan son iki değer çözelti ortalama derişimi ξ'_{ort} ve ayrıştırma prosesinin ortalama sıcaklığı t_{Aort} 'dan elde edilmektedir.

Ayrıştırıcı ısıısı şu tekil ısı değerlerinin toplamından oluşmaktadır.

$t_{A1} < t_{Ab}$ ise, yani zengin çözelti henüz kaynama sıcaklığına erişmemiş ise çözelti önce kaynama sıcaklığına getirilmelidir. Buna göre eklenmesi gereken ısı aşağıdaki gibidir.

$$Q_{A1} = f \cdot C_z (t_{Ab} - t_{A1}) \quad (34)$$

Sonra ortalama devinim miktarı f_{ort} 'un sıcaklığının t_{A1} 'den t_{A2} (ayrışım sonu) sıcaklığına yükseltilmesi gerekmektedir.

$$Q_{A2} = f_{ort} \cdot C_{ort} (t_{As} - t_{Ab}) = \frac{2\xi''_b - \xi'_z - \xi'_y}{2(\xi'_z - \xi'_y)} C_{ort} (t_{As} - t_{Ab}) \quad (35)$$

Son olarak soğutkanın kaynayan çözeltiden buharlaşarak ayrışması sağlanmaktadır.

$$Q_3 = (C_p C_{sivi}) (t_{Aort} - t_c) + r + \varphi \quad (36)$$

t_{Aort} ; Çözelti derişim oranı ξ'_{ort} ve yoğuşma basıncı p_c 'ye karşılık gelen ortalama çözelti sıcaklığıdır.

t_c ise, Yoğuşma basıncı p_c 'ye karşılık gelen yoğuşma sıcaklığıdır.

36 Nolu denklemde ayrışan buharın ayrıştırıcıyı t_{Aort} sıcaklığı ile terkettiği ve yoğuşturucuya gittiği varsayılmaktadır.

Sonuç olarak ayrıştırıcıda çözeltiye verilen toplam ısı aşağıdaki gibi olacaktır.

$$Q_r = Q_{A1} + Q_{A2} + Q_3 \quad (37)$$

$$=f \cdot c_z (t_{db} - t_{Ag}) + f_{ort} \cdot Q_{rt} (t_{As} - t_{db}) + (c_{pb} - c_{sivl}) (t_{ort} - t_d) + r + g \quad (37a)$$

f. POMPALAR :

1. Çözelti pompası : Zengin çözelti özgül devinim miktarının (f) basıncı, çözelti pompası aracılığı ile soğurucu basıncı $p_s = p_o$ 'dan ayırıştırıcı basıncı $p_A = p_c$ yükseltmektedir.

Özgül ağırlığı $\gamma (kg/m^3)$ ve basıncı N/m^2 (Pa) olarak aldığımızda pompa işi aşağıdaki gibidir.

$$Q_{CP} = \frac{(p_c - p_o) [N/m^2] f [kg/kg]}{\gamma [kg/m^3]} \quad \frac{[Nm]}{kg} \quad (38)$$

2. Soğutkan Pompası : Soğutkan pompası, soğutkanı buharlaştırıcısının alt kısmından alıp onu tekrar buharlaştırıcısının üst kısmına (püskürtmek üzere) taşımaktadır.

$$Q_{SP} = \frac{(p_o - p_c)}{\gamma} \quad \frac{[Nm]}{kg} \quad (39)$$

$$3. \text{ Toplam Pompa işi : } Q_{PT} = Q_{CP} + Q_{SP} \quad (40)$$

Söz konusu olan bu pompa işleri ısı değer olarak diğer ısı enerjilerinin yanında çok küçük olmasından ötürü önemsenmemektedir.

g. ISIL DENGESİ :

Yukarıda açıklanan ilişkiler sonucu kapalı çevrimler için termodinamiğin birinci denkleminde yararlanarak kurulan ısı dengesi aşağıdaki gibidir.

$$Q_b + Q_s + Q_{PT} = Q_o + Q_g \quad (41)$$

Isı dengesi denklemi aracılığı ile sisteme verilen ve alınan ısı enerjileri miktarları yukarıda geliştirilen formüller üzerinden kontrol edilebilmektedir. Genelde 41 nolu denklemin sol ve sağ kısımları arasında küçük farklar oluşmaktadır. Bu ayırıştırıcı ile soğurucu ısıları

denklemlerinin oluşturulmasında önemsenmeyen bazı değerler ile elimizde var olan grafik ve benzeri verilerin yeteri kadar hassas olmamasından kaynaklanmaktadır.

h. ETKİNLİK :

(23) ve (37) nolu denklemlerin kullanılması ile soğurmali soğutma sisteminin etkinlik değeri elde edilmektedir. Buna göre :

$$\zeta_o = \frac{q_o}{q_{AT}} = \frac{r_o - c_{siv1}(t_{alt} - t_o)}{f \cdot c_z(t_{Ab} - t_{Ag}) + f_{ort} \cdot c_{ort}(t_{Ag} - t_{Ab}) + (c_{pb} - c_{siv1})(t_{Aort} - t_c) + r + \zeta} \quad (42)$$

Bir soğurmali soğutma sistemi hakkında karar verirken bazen salt etkinlik değerini kullanmak yeterli olmaktadır. Böylece her bir aygıttaki ısı miktarlarını hesaplamaktan kurtulmuş olunmaktadır. Bu durumda özgül soğutma kapasitesi (23) nolu denklemden kolaylıkla hesaplamak olasıdır. Ayırıştırıcı kapasitesi hesabında ise t_{A1} sıcaklığını daha kolay elde etmek üzere ayırıştırıcı ile sıcaklık değiştirgecini tek bir ısıt aygıtı gibi ele alınması durumunda; Zengiz çözeltili bu bileşik aygıtta t_{s1} sıcaklığı ile girmekte iken, yoksul çözeltili t_{s1} ile aygıttan çıkmaktadır. Bu demektirki zengin çözeltili t_{s1} 'den t_{Ab} 'ye ısıtılmakta ve diğer tarafta yoksul çözeltili t_{As} 'den t_{s1} sıcaklığına soğumaktadır.

Bu durumda ayırıştırıcı ısısı aşağıdaki gibi olacaktır.

$$q_A = f \cdot q(t_{Aort} - t_{s1}) + f_{ort} \cdot c_{ort}(t_{As} - t_{Ab}) + (c_{pb} - c_{siv1})(t_{Aort} - t_c) + r + \zeta - (f-1)c_r(t_{Ab} - t_{s1}) \quad (43)$$

Bu denklemde belirlenmemiş ve kabul edilmesi gereken tek büyüklük t_{s1} sıcaklığı olup, diğer unsurların tümü çözeltili çevrimi ile belirlenmiştir.

Bunlara ek olarak ayırıştırma ısısını bir denklemde toparlamak mümkündür.

$$Q_A = (c_{pb} - c_{siv1})(t_{Aort} - t_c) + r + \zeta \quad (44)$$

Buna ek olarak çözeltilerin özgül ısınma ısılarının birbirlerinden çok farklı olmadığı gözönüne alınırsa; $c_{ort} = c_f = c_r$ konularak ayrıştırıcı ısısını aşağıdaki şu denklem ile belirlemek mümkündür.

$$Q_{AT} = Q_A + c_{ort} [f(t_{sg} - t_{ss}) + 0.5(t_{As} + t_{Ab}) - t_g] \quad (45)$$

Buna göre etkinlik denklemi aşağıdaki şu şekli alır.

$$\zeta = \frac{Q_o}{Q_{AT}} = \frac{r_o - c_{sivl}(t_{alt} - t_o)}{c_A + c_{ort} [f(t_{sg} - t_{ss}) + \frac{1}{2}(t_{As} + t_{Ab}) - t_{sg}]} \quad (46)$$

1. DİŞ DAVRANIŞ'İ DENKLEMLERİ :

Şimdiye kadar açıklanan çevrimin dış davranış denklemleri aşağıda verilmektedir. Harflere eklenen (*) simgesi bunun bir dış çevrim değeri olduğunu belirtmektedir. Pratikte belli dış şartlar için tasarlanan soğurmalı soğutma makinalarının tasarımında genelde bu denklemler kullanılmaktadır.

$$\dot{Q}_o \text{ (KW)} = \dot{m}'_o \text{ (Kg/sn.)} c_p \text{ (Kj/KgK)} \Delta T'_o \text{ (K)} \quad (47)$$

$$\dot{Q}_A \text{ (KW)} = \dot{m}'_A \text{ (Kg/sn.)} c_p \text{ (Kj/KgK)} \Delta T'_A \text{ (K)} \quad (48)$$

$$\dot{Q}_{sy} \text{ (KW)} = \dot{m}'_{sy} \text{ (Kg/sn.)} c_p \text{ (Kj/KgK)} \Delta T'_{sy} \text{ (K)} \quad (49)$$

$\dot{Q}_o$: Buharlaştırıcı (Soğutucu Kapasitesi)

$\dot{Q}_A$: Ayrıştırıcı Kapasitesi.

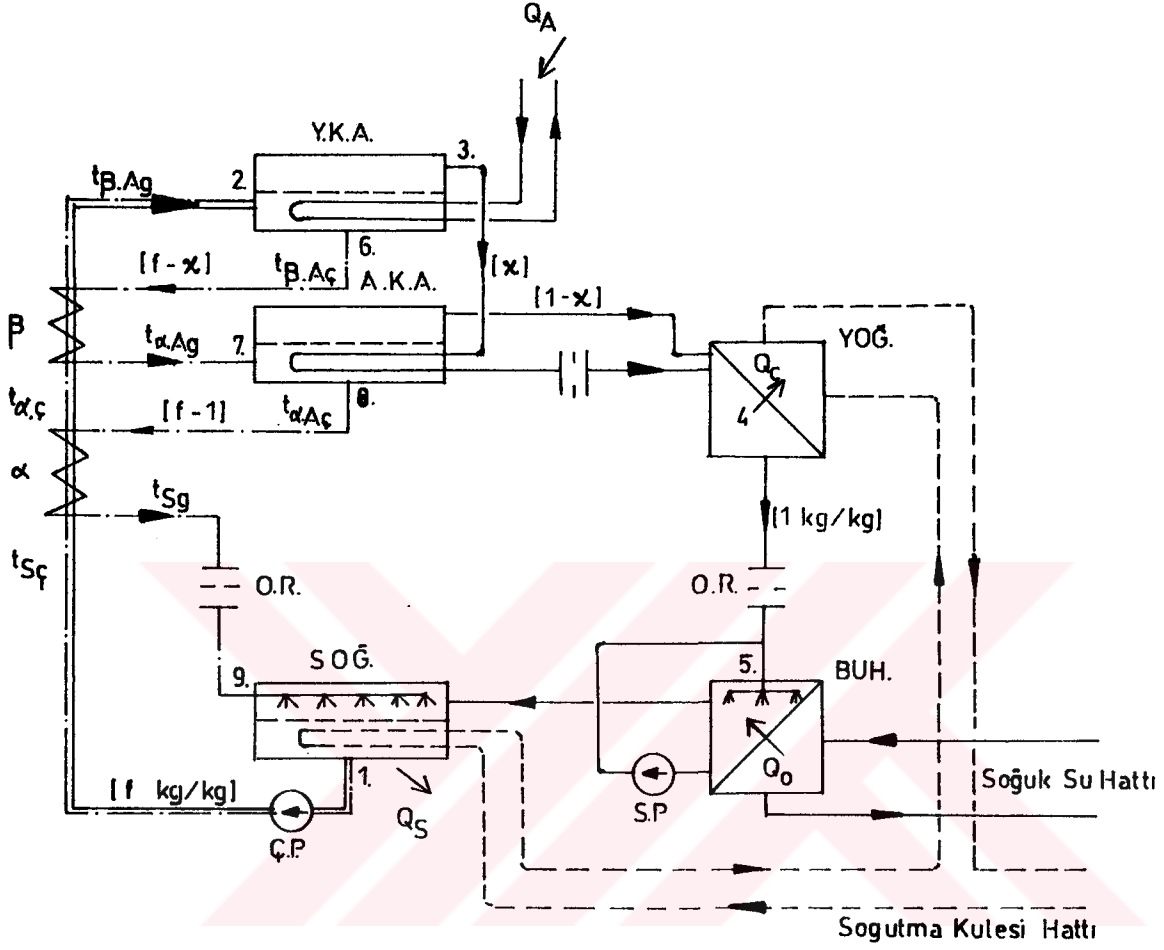
$\dot{Q}_{sy}$: Soğurucu ile Yoğuşturucunun seri bağlı olduğu durumdaki toplam kapasite. ($\dot{Q}_{sy} = \dot{Q}_{soğutma \text{ kulesi}}$)

(*) Dış Davranış için bkz bölüm 3.1.3

1.6. İKİ KADEMELİ ÇEVİRİM :

Buharlaştırıcıda oluşan soğutkan buharı düşük ortam (soğurucu ile buharlaştıracının oluşturduğu hacim) basıncı altında soğurucu madde çözeltisi tarafından bünyesine alınmaktadır (Soğurulmaktadır) (Konum 9-1). Soğutkanca zenginleşmiş yani seyreltik, çözeltinin (Konum 1) basıncı pompa aracılığı ile buharlaşma basıncı p_o , yoğuşma basıncı p_a basıncına çıkarılmakta ve "Alçak ile Yüksek Kademe Sıcaklık

Değiştirgecinden" geçirilip yüksek kademe ayrıştırıcı (Kaynatıcı) hacmine iletilmektedir (Konum 2). Burada çözeltinin sıcaklığı ısı verilerek (sıcak su, buhar, sıvı-gaz yakıtın yakılması v.b.) arttırılmakta ve böylece ilk kısım soğutkanın buhar fazına geçip çözelti içinden ayrılması sağlanmaktadır (Konum 3). Bu işlem sırasında çözeltinin derişimi zengin (seyreltik) konumundan az yoksul (az derişik) konumuna geçmektedir (Konum 6). Az yoksul çözelti yüksek kademe sıcaklık değiştirgecinden geçip, alçak kademe ayrıştırıcısına girmektedir (Konum 7) Burada son kısım soğutkan buharı ilk kısım soğutkan buharının ısısı aracılığı ile buhar fazına geçip çözeltiden ayrırmakta (Konum 4) ve bu sırada az yoksul çözelti yoksul çözelti konumuna geçmektedir (Konum 8). Yüksek Kademe Ayrıştırıcısından gelen soğutkan buharı ile alçak kademe ayrıştırıcısından gelen soğutkan buharı yoğuşturucuda yoğuşmakta ve kısılma elemanından geçerek, ve basıncı p_c 'den p_s 'ya düşürülerek buharlaştırıcıya, kod ve basınç farkı aracılığı ile akmakta (Konum 5) ve burada soğutulacak ortam boruların üzerine püskürtülmektedir. Püskürtülen Soğutkan buharlaşma gizli ısısını soğutulacak ortam boruları üzerinden alınırken kendisi buhar fazına geçmekte ve böylece çevrimin başlangıç koşuluna dönmektedir.



Şekil 1-5 : İki kademeli soğurmalı soğutma çevreminin akış şeması

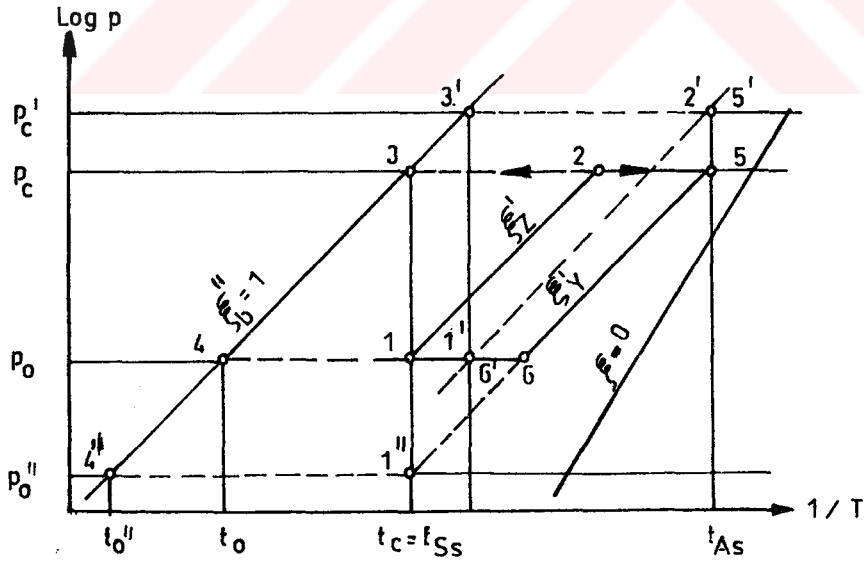
SOĞ	: Soğurucu
ÇP	: Çözelti pompası
α (AKID)	: Alçak kademe ısı değiştirgeci
β (YKID)	: Yüksek Kademe Isı Değiştirgeci
YKA (β)	: Yüksek Kademe Ayırıştırıcısı
AKA (α)	: Alçak Kademe Ayırıştırıcısı
YOĞ	: Yoğuşturucu
OR	: Orifis
BUH	: Buharlaştırıcı
SP	: Soğutkan pompası

1.6.1. TEK KADEMELİ ÇEVİRİMİN SINIRLARI :

Mekanik yoğunlaştırmalı (kompresiyonlu) soğutma makinasında bilindiği üzere verim, etkinlik yağlama ve sızıntı sorunlarının çıkmasından ötürü (yüksek kızdırılmış gaz sıcaklıkları v.b.) belli bir yoğunlaştırma oranı üst sınırı vardır. Bu değer $p_c/p_0=8$ ile 9 arasındadır.

Yukarıda sayılan mekanik ve termodinamik etkenlere ek olarak artan p_c/p_0 oranı ile artacak olan aygıtsal harcamayıda eklemek gerekmektedir.

Soğurmali (termik yoğunlaştırmalı, absorpsiyonlu) soğutma makinasında yine belli sınırların aşılması durumunda iki kademeli çalışma biçimine geçme zorunluluğu vardır. Yoğunlaştırmalı makina bu zorunluluk termodinamik ve ekonomik sınırlardan doğmaktadır. Oysa soğurmali soğutma makinasında bu zorunluluk soğutkan-soğurucu madde çiftinin (çözeltinin) kimyasal ve fiziksel özelliklerinden ötürü doğmaktadır. Şekil 1-6'da bu ilişkileri açıklamaya çalışalım. Burada öncelikle bir tek kademeli çevrim Log $p-1/T$ diyagramında gösterilmektedir.



Şekil 1-6 : Tek kademeli çevrimin sınırlarının log $p-1/T$ diyagramında gösterilmesi

Şekilde Konum 3 yoğuşma sıcaklığını, Konum 4 Buharlaşma Sıcaklığını göstermektedir. Çözelti çevremini ise; 1-2-5-6 çizgi hatları belirtmektedir. İlk yaklaşım olarak burada yoğuşma sıcaklığı t_c ile soğurma sonu sıcaklığı t_{s1} nin eşit olduğu varsayılmaktadır. Böyle bir soğurmalı soğutma makinasında belirli t_c ve t_{s1} (bu sabit kalan soğutma sıcaklığı ve ısıtıcı ortam sıcaklığı anlamını taşır) Sıcaklık değerlerinde sıcak mevsim döneminde soğutma suyu sıcaklığının artmasıyla birlikte (Konum 3) saf soğutkan doğrusu üzerinde sağ yönde yukarı kayacaktır. Doğal olarak konum 1'de bunu izleyerek p_c basınç doğrusu üzerinde sağa kayacaktır. Bunun sonucu zengin çözeltinin derişimi de sağa kaymakta ve derişim azalmaktadır. Bu olayın tersine t_{s1} ve p_c (yoğuşma basıncı) ile belirli olan yoksul çözelti derişimi ξ_1' diyagram üzerinde sola kayacak, yani artacaktır. Bu iki değişim sonucu ayırıştırma aralığı olan $\Delta\xi = \xi_1' - \xi_1$ değerinin azalmasına neden olacaktır. Sınır durumunda ise; $\xi_1' = \xi_1$ yani $\xi_1' - \xi_1 = 0$ olup, $\log p - 1/T$ diyagramındaki 1' ve 6' konumları birbiri ile, ve 2' ve 5' konumları da birbirleri ile çakışacaktır. Yoğuşma basıncı ise; p_c' değerine çıkacaktır. Sonuç olarak ne soğurucuda soğurma prosesi nede ayırıştırıcıda ayırıştırma prosesi gerçekleşebilecektir. Açıktaırki çözeltinin özelliklerinden ötürü tek kademeli çevrimin kesin bir sınırı söz konusudur. Benzer bir şekilde sabit tutulan t_{s1} ve t_c (yani t_{s2}) sıcaklıkları ile elde edilebilecek, en düşük buharlaşma sıcaklığını (t_c) belirlemek olasıdır. Diyagram üzerinden 5-6 derişim hattını ve 3-1 izoterm hattını uzatıp kesiştirirsek kesişim noktası olan 1''yü elde ederiz. Bu bize elde edilebilecek en düşük buharlaşma basıncı p''_c 'yü verirken yine diyagram üzerinden en düşük buharlaşma sıcaklığı olan t''_c 'yü elde etmiş oluruz.

Son olarak belirli olan t_c ve t_{s1} (yani t_{s2}) sıcaklıklarına karşılık gelen en düşük ayırıştırma sonu sıcaklığını elde etmek mümkündür.

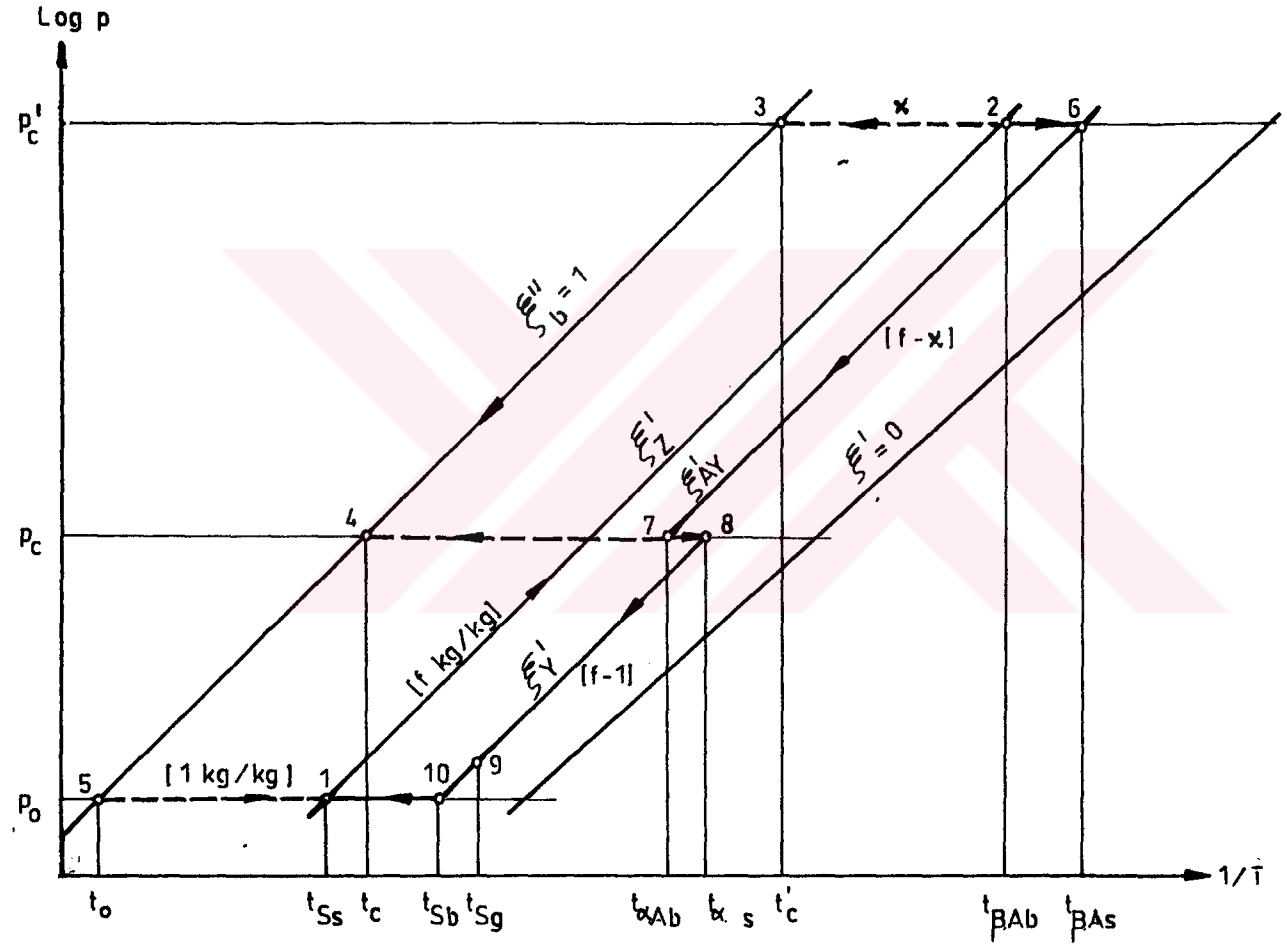
Tüm bu incelemelerde tek kademeli çevrimin sınırı

ayrıştırma aralığının $(\Delta\xi') \rightarrow 0$ a gitmesi ve dolayısıyla çözelti özgül devinim miktarının $(f) \rightarrow \infty$ gitmesiyle belirlidir. Tasarımlarda amaç optimum $\Delta\xi'$ değerini bulmaktır.

Sonuç olarak : $t_{0,\min} = \text{fonks.}(t_c, t_{As})$

$t_{c,\max} = \text{fonks.}(t_{As}, t_0)$

$t_{As,\min} = \text{fonks.}(t_0, t_c)$



Şekil 1-7 : iki kademeli $H_2O/LiBr$ 'lü S.S.çevriminin Log p-1/T diyagramında gösterilmesi

1.6.2. TEORİK TEMEL TASARIM DENKLEMLERİ1.6.2.1. İKİLİ MADDE KARIŞIMLARININ TEORİSİNE BİR EKLEME

Bölüm 1.5.1.1.2'deki incelemeye burada ek olarak aşağıdaki bilgiler sunulmaktadır.

a. Karışımın konumunun belirlenmesi,

Zengin Çözelti Derişimi :

$$\xi_z' = \frac{m_b + M(H_2O)}{m_b + M(H_2O) + M(LiBr)}$$

(50)

Az Yoksul Çözelti Derişimi :

$$\xi_{Ar}' = \frac{m_b - m_{b\beta} + M(H_2O)}{m_b - m_{b\beta} + M(H_2O) + M(LiBr)}$$

(51)

Yoksul Çözelti Derişimi :

$$\xi_Y' = \frac{m_b - (m_{b\beta} + m_{b\alpha}) + M(H_2O)}{m_b - (m_{b\beta} + m_{b\alpha}) + M(H_2O) + M(LiBr)}$$

(52)

$m_b = m_{b\beta} + m_{b\alpha}$
öyleyse;

(53)

$$\xi_Y' = \frac{M(H_2O)}{M(H_2O) + M(LiBr)}$$

(54)

m_b : Buharlaştırıcıda istenen soğutma kapasitesini (q_0) sağlayacak soğutkan kütesidir. [$m_b = m_b$ (kg)]

$m_{b\beta}$: Yüksek kademe ayrıştırıcısında ayrışan soğutkan kütesidir. (kg)

$m_{b\alpha}$: Alçak kademe ayrıştırıcısında ayrışan soğutkan kütesidir. (kg)

$M[H_2O]$: Çevrimin kristalleşme sorunu ile karşılaşmadan sürekliliğini sağlayan su kütesidir. (kg)

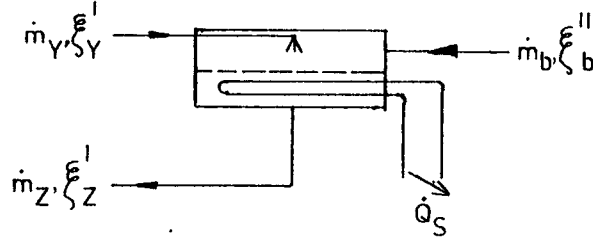
$M[LiBr]$: Çevrimin kristalleşme sorunu ile karşılaşmadan

sürekliliğini sağlayan lityumbromür kütlesidir. (kg)

b. Denge Denklemleri ve çözelti özgül devinim miktarı :

Soğurucu, yüksek kademe ayırıştırıcısı ve alçak kademe ayırıştırıcısı kütleli verdilerinden yararlanarak denge denklemleri ve buradan çözelti özgül devinim miktarları aşağıdaki gibi elde edilmektedir.

SOĞURUCU



Şekil 1-8 : Soğurucu Şeması.

$$\text{Kütleli Verdi : } \dot{m}_z = \dot{m} + \dot{m}_r \quad (55)$$

$$\text{Soğutkan madde miktarı: } \dot{m}_z \cdot \xi_z^I = \dot{m}_b \cdot \xi_b^{II} + \dot{m}_r \cdot \xi_r^I \quad (56)$$

Buradan

$$\frac{\dot{m}_z}{\dot{m}_b} = \frac{\xi_b^{II} - \xi_r^I}{\xi_z^I - \xi_r^I}$$

(56a)

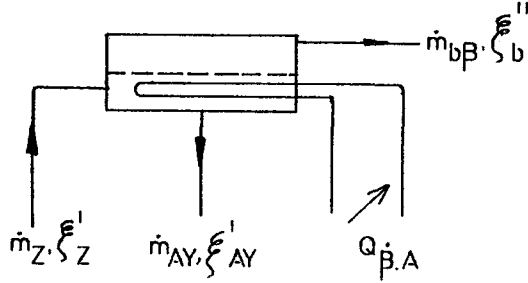
Yukarıdaki denklemden yararlanarak bölüm 1.5.1.1.2'de yapılan zengin çözelti özgül devinim miktarını aşağıdaki gibi elde ederiz.

$$f = \frac{\xi_b^{II} - \xi_r^I}{\xi_z^I - \xi_r^I}$$

(kg/kg) (56b)

Teorik Temel Tasarım Denklemlerinde bu (f) verisiyle birlikte aşağıda tanımlayacağımız (κ [kapa]) verisi kullanılacaktır.

YÜKSEK KADEME (B) AYRIŞTIRICISI



Şekil 1-9 : Yüksek Kademe Ayırıştırıcısı Şeması

Kütlesel Verdi : $\dot{m}_k = \dot{m}_T + \dot{m}_{b\beta}$ (57)

Soğutkan madde miktarı : $\dot{m}_k \cdot \xi'_k = \dot{m}_{AT} \cdot \xi'_{AT} + \dot{m}_{b\beta} \cdot \xi''_{b\beta}$ (58)

$\dot{m}_k \cdot \xi'_k = (\dot{m}_Z - \dot{m}_{b\beta}) \xi'_{AT} + \dot{m}_{b\beta} \cdot \xi''_{b\beta}$ (58a)

$$\frac{\dot{m}_Z}{\dot{m}_{b\beta}} = \frac{\xi''_{b\beta} - \xi'_{AY}}{\xi'_{Z} - \xi'_{AY}}$$

(58b)

Yukarıdaki denklemden yararlanarak bir f_β çözelti devinim miktarı elde etmek mümkündür. Ancak bu değer in teorik temel tasarım denklemlerinde kullanılması gereksiz yere işlem sayısını arttıracığından bunun yerine aşağıda tanımlanacak olan $x[kapa]$ değerinin kullanılması yoluna gidilmektedir.

$$f_\beta = \frac{m_Z}{m_{b\beta}} = \frac{\xi''_{b\beta} - \xi'_{AY}}{\xi'_{Z} - \xi'_{AY}}$$

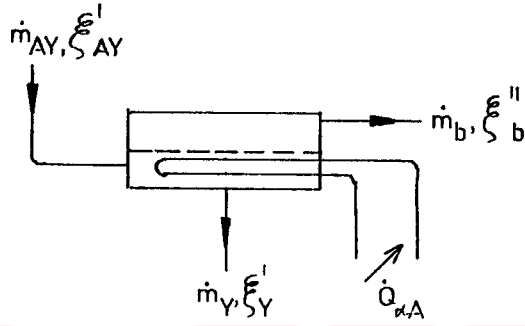
(kg/kg) (58c)

$x[kapa]$: Zengin çözeltide devinen birim kg. soğutkan miktarı (m_b) başına yüksek kademe ayırıştırıcısından ayrılan soğutkan miktarıdır. ($m_{b\beta}$)

$$\chi = \frac{\dot{m}_{b\theta}}{\dot{m}_b} = \frac{\dot{m}_{b\theta}}{\dot{m}_{b\theta} + \dot{m}_{b_e}}$$

(59)

ALÇAK KADEME (α) AYRIŞTIRICISI



Şekil 1-10 : Alçak Kademe Ayırıştırıcı Şeması.

Kütlesel Verdi : $\dot{m}_Y = \dot{m}_{b\theta} + \dot{m}_Y$ (60)

Soğutkan madde miktarı : $\dot{m}_Y \cdot \xi'_Y = \dot{m}_{b\theta} \cdot \xi''_b + \dot{m}_Y \cdot \xi'_Y$ (61)

$$= \dot{m}_{b\theta} \cdot \xi''_b + (\dot{m}_{AY} - \dot{m}_{b\theta}) \xi'_Y \quad (61a)$$

$$= \dot{m}_{b\theta} (\xi''_b - \xi'_Y) + \dot{m}_{AY} \cdot \xi'_Y \quad (61b)$$

Buradan

$$\frac{\dot{m}_{AY}}{\dot{m}_{b\theta}} = \frac{\xi''_b - \xi'_Y}{\xi'_Y - \xi'_Y}$$

(61c)

Yukarıdaki denklemden yararlanarak bir f_α çözelti devinim miktarı elde etmek mümkündür. Ancak bu değerinde teorik temel tasarım deneklemlerinde kullanılması işlem sayısını arttırmamasından ötürü bu denklem kullanılmayacaktır.

$$f_a = \frac{m_{AY}}{m_{b_a}} = \frac{\xi_b'' - \xi_Y'}{\xi_{AY}' - \xi_Y'}$$

(kg/kg) (61d)

c. Soğurma (veya ayrıştırma) Prosesi : Bkz.Bölüm 1.5.1.1.2.

1.6.2.2. DENKLEMLER :

Şekil 1-5 ve 1-7'de gösterilen iki kademeli soğurmali soğutma çevriminin konumları çevrim gereği belirli olup, aşağıdaki gibidir.

Buharlaştırma sıcaklığı t_0 (Konum 5) suyun donma sıcaklığı olan 0°C ile sınırlı olmak üzere soğutma amacına bağlı olarak bellidir. Yoğuşma sıcaklığı t_c (Konum 3) ve soğurma sonu sıcaklığı t_{s_1} (Konum 1) soğutma sıcaklığına bağlı olup belirlidir. Yüksek Kademe Ayrışım Sonu Sıcaklığı t_{s_1} ve dolayısıyla p_c , ısıtıcı ortam sıcaklığına bağlı olarak bellidir. Sonuncu değer olarak t_{s_1} tasarlanan p_c basıncındaki pratik uygulamadaki oynamalara ve kristalleşme sınırına göre bellidir. Bunlardan zengin çözeltinin derişimi olan ξ_1' , az yoksul çözeltinin derişimi olan ξ_{AY}' ve yoksul çözeltinin derişimi olan ξ_1' diyagram üzerinden okunabilmekte ve buradan ısı hesaplamalar için gerekli olan zengin çözeltinin özgül devinim miktarı f (kg/kg) elde edilebilmektedir.

Tasarım yaparken hedef optimum yüksek kademe ayrışım aralığı olan $\Delta\xi_{\beta} = \xi_1' - \xi_{AY}'$ ve optimum alçak kademe ayrışım aralığı olan

$\Delta\xi_1 = \xi_{AY}' - \xi_1'$ değerini belirlemek olmalıdır.

Denklemler bölümünde sırasıyla önce soğutkan çevriminin elemanları (yoğuşturucu, alçak kademe yoğuşturucu, buharlaştırıcı) ve sonra çözelti çevriminin elemanlarının (yüksek kademe ayrıştırıcısı, alçak kademe ayrıştırıcısı, soğurucu, yüksek kademe sıcaklık değiştirgeci, alçak kademe sıcaklık değiştirgeci, pompalar) ısı hesaplarını belirleyerek teorik temel tasarım verilerini elde etmiş olacağız.

a. Alçak Kademe Yoğuşturucu Isısı :

Yüksek Kademe (β) ayrıştırıcısından gelen soğutkan (x), alçak kademe (α) ayrıştırıcısından geçerken bir yandan kendisi yoğuşmakta diğer yandan az yoksul çözeltisini gizli ısı aktarımı nedeni ile ısıtmaktadır. Bu sırada kendisi en uygun durumda $t_{\beta,Ab}$ den t'_c sıcaklığına ve sonra $t_{\alpha,Ab}$ sıcaklığına dek soğumaktadır. Öyleyse alçak kademe yoğuşturucusundaki özgül ısı aşağıdaki gibidir.

$$q_g = c_{pb}(t_{\beta,Ab} - t'_c) + r'_c + c_{siv1}(t'_c - t_{\alpha,Ab}) \quad (62)$$

b. Yoğuşturucu Isısı :

Alçak kademe (α) ayrıştırıcısından gelen soğutkan buharı ($1-x$) en olumlu durumda ayrıştırıcıyı $t_{\beta,Ab}$ (ayrışım başlangıcı) sıcaklığında terk etmekte ve yoğuşturucuda doyma sıcaklığına t_c ye dek soğutulmakta ve sonra yoğuşturulmaktadır. Daha sonra ise aşırı doyurularak t_{sll} sıcaklığına soğutulmaktadır.

Diğer taraftan alçak kademe yoğuşturucusundan gelen soğutkan (x) bir orifisten geçerek basıncı p'_c değerinden p_c değerine düşürüldükten sonra yoğuşturucuya girmektedir. Bu kısılma işlemi sırasında entalpi (h) sabit kalmakta ve proses sonunda daha önce tümü sıvı fazda olan soğutkanın bir kısmı yine buhar fazına geçip yaş buhar oluşmaktadır. Dolayısıyla yoğuşturucuya bu buharında yoğuşturulması için ek bir yük gelmektedir. Daha sonra tümü sıvı faza geçen x soğutkan miktarı da aşırı doyurularak t_{sll} sıcaklığına soğutulmaktadır.

Bunlara göre yoğuşturucu ısısı aşağıdaki gibidir.

$$\begin{aligned} q_c = & (1-x)c_{pb}(t_{\beta,Ab} - t_c) + (1-x)r + (1-x)c_{siv1}(t_c - t_{sll}) \\ & + x.x.c_{pb}(t_{\beta,Ab} - t_c) + x.x.r + x.x.c_{siv1}(t_c - t_{sll}) \\ & + x(1-x)c_{siv1}(t_c - t_{sll}) \end{aligned} \quad (63)$$

Yukarıdaki denklemde x harfi ile gösterilen, soğutkanın p'_c den p_c ile basıncına kısılması ile belirlenen kuruluk derecesidir.

$$x = \frac{\chi_b}{\chi_{sivl} + \chi_b} = \frac{\chi_b}{\chi}$$

(64)

$$\chi_b = x \cdot \chi$$

(64a)

$$\text{ve } \chi = \chi_{sivl} + \chi_b$$

(65)

$$\chi_{sivl} = \chi - \chi_b = \chi - x \cdot \chi$$

(65a)

$$\chi_{sivl} = \chi(1-x)$$

(65b)

(63) nolu denklemi düzenlersek aşağıdaki ifadeyi elde edebiliriz.

$$q_c = (1-x+x \cdot \chi) q_b (t_{c,AB} - t_c) + (1-x+x \cdot \chi) r + (1) q_{ivl} (t_c - t_{il}) \quad (66)$$

c. Buharlaştırıcı Isısı :

Çevrimdeki buharlaştırıcı ısısı denklemi tek kademeli çevrimin aynısıdır. Bkz.Bölüm 1.5.1

d. Soğurucu Isısı :

Çevrimdeki soğurucu ısısı denklemi tek kademeli çevrimin aynısıdır. Bkz.Bölüm 1.5.1

e. Alçak Kademe (α) Sıcaklık Değiştirgeci Isısı :

Çevrimde devinen yoksul çözelti miktarı ($f-1$) ile zengin çözelti miktarı (f) arasında şu ısı denklemi söz konusudur.

$$q_\alpha = (f-1) c_p (t_{\alpha,Ag} - t_{sg}) = f \cdot c_p (t_{\alpha,q} - t_{sg}) \quad (67)$$

en olumlu durumda $t_{\alpha,q} = t_{\alpha,Ag}$ olurken bunun yanında

$t_{\alpha,Ag} = t_{\alpha,As}$ olabilmektedir.

f. Yüksek Kademe (β) Sıcaklık Değiştirgeci Isısı :

Çevrimde devinen az yoksul çözelti miktarı ($f-x$) ile zengin çözelti miktarı (f) arasında aşağıdaki ısı dengesi vardır. $q_\beta = (f-x) q_T (t_{\beta,Ag} - t_{\beta,As}) = f \cdot c_p (t_{\beta,Ag} - t_{\beta,As}) \quad (68)$

En olumlu durumda $t_{\beta,As} = t_{\beta,Ag}$ olurken bunun yanında ayrıca $t_{\beta,Ag} = t_{\beta,As}$, $t_{\alpha,As} = t_{\alpha,Ad}$, $t_{\beta,As} = t_{\beta,Ad}$ dengeleri söz konusudur.

g. Toplam Ayırıştırma Isısı :

Ayırıştırma işleminin tamamı yüksek kademe (β) ve alçak kademelerinde (α) yapıyor olması ayırıştırma ısını hesaplarken bunu β .Ayırıştırıcısı ve α .Ayırıştırıcısı ısıları toplamı şeklinde düşünmemizi zorunlu kılmaktadır.

$$Q_T = Q_{\beta, A} + Q_{\alpha, A} \quad (69)$$

g.1. Yüksek Kademe (β) ayırıştırıcı ısı :

Ayırıştırma işlemi LORENZ 'in ayırıştırma prosesi modeline göre hesaplanmakta ve buradada yine ayırıştırıcıda çözeltiye verilecek ısının hesaplanmasında, soğurucuda olduğu gibi çözelti miktarının, çözelti ısının ve özgül ısının hesaplanmasında ortalama değerlerden gidilmektedir. Sayılan son iki değer çözelti ortalama derişimi $\xi'_{\beta, \text{ort}}$ ve ayırıştırma prosesinin ortalama sıcaklığı $t_{\beta, A, \text{ort}}$ 'dan elde edilmektedir.

$$\xi'_{\beta, \text{ort}} = 0,5(\xi'_Z + \xi'_{AY}) \quad (70)$$

Ayırıştırıcıya giren zengin çözelti henüz kaynama sıcaklığına

($t_{\beta, AB}$) erişmemiş ise; çözelti önce bu sıcaklığa getirilmektedir. Buna göre eklenmesi gereken ısı aşağıdaki gibidir.

$$Q_{A1} = f \cdot Q(t_{\beta, AB} - t_{\beta, A}) \quad (71)$$

Sonra ortalama devinim miktarı $f_{\beta, \text{ort}}$ nin sıcaklığının ($t_{\beta, AB}$) ayırışım sonu sıcaklığı olan $t_{\beta, AS}$ değerine yükseltilmesi gerekmektedir.

$$Q_{A2} = f_{\beta, \text{ort}} \cdot C_{\beta, \text{ort}} (t_{\beta, AS} - t_{\beta, AB}) \quad (72)$$

$$f_{\beta, \text{ort}} = \frac{f + f - \chi}{2} = f - \frac{\chi}{2}$$

(73)

$$= \frac{\xi''_B - \xi'_Y}{\xi'_Z - \xi'_Y} - \frac{\chi}{2}$$

(73a)

$$\frac{2\xi''_b - \chi\xi'_z + (\chi-2)\xi'_y}{2(\xi'_z - \xi'_y)}$$

(73b)

Son olarak soğutkanın kaynayan çözeltiden buharlaşarak ayrışması aşağıdaki denklem ile gösterilmektedir.

$$q_{BA3} = \chi (c_{pb,B} - c_{pvl,B}) (t_{B,A,ort} - t'_c) + \chi r_B + \chi \cdot \zeta_B \quad (74)$$

$t_{B,A,ort}$: Çözelti ilti derişimi $\xi'_{B,ort}$ ve yoğuşma basıncı p'_c ye karşılık gelen ortalama çözelti sıcaklığıdır.

Yukarıdaki denklemde ayrışan soğutkan buharının ayrıştıracıyı $t_{B,A,ort}$ sıcaklığı ile terk edip alçak kademe yoğuşturucusuna hareket ettiğı varsayılmaktadır.

Sonuç olarak B.Ayrıştıracısında çözeltiye verilen ısı aşağıdaki gibidir.

$$q_{BA1} = q_{BA2} + q_{BA3} \quad (75)$$

$$= f \cdot c_z (t_{A,Ab} - t_{A,Ay}) + f_{B,ort} \cdot c_{B,ort} (t_{A,Ay} - t_{B,Ab}) + \chi (c_{pb,B} - c_{pvl,B}) (t_{B,A,ort} - t'_c) + \chi (n + \zeta_B) \quad (75a)$$

g.2. Alçak Kademe (α) Ayrıştıracısı :

Buradada yine $\xi'_{B,ort}$ ve $t_{B,A,ort}$ değerlerine bağılı olarak aşağıdaki denklemleri kurmak mümkündür.

$$\xi'_{B,ort} = 0,5 (\xi'_{AY} + \xi'_Y) \quad (76)$$

Az Yoksul Çözeltinin Ayrışma Sıcaklığına ($t_{A,Ab}$) ısıtılması için gerekli ısı aşağıdaki gibidir.

$$q_{A1} = (f - \chi) c_{AY} (t_{A,Ab} - t_{A,Ay}) \quad (77)$$

Az Yoksul Çözeltinin ortalama devinim miktarı olan $f_{B,ort}$ nin $t_{A,Ab}$ değerinden ayrışım sonu sıcaklığı olan $t_{A,Ay}$ ye yükseltilmesi için gerekli olan ısı aşağıdaki gibidir.

$$q_{A2} = f_{B,ort} \cdot c_{B,ort} (t_{A,Ay} - t_{A,Ab}) \quad (78)$$

$$f_{B,ort} = \frac{f - \chi + f - 1}{2} = f - \frac{\chi + 1}{2}$$

(79)

$$\frac{2\xi_b'' - (\chi+1)\xi_z' + (\chi-1)\xi_y'}{2(\xi_z' - \xi_y')}$$

(79a)

Son olarak yine soğutkanın kaynayan çözeltiden buharlaşarak ayrışmasını sağlanmaktadır.

$$q_{eA3} = (1-\chi)(q_{pb,e} - C_{sivi,e})(t_{e,A,ort} - t_c) + (1-\chi)r_e + (1-\chi)q_e \quad (80)$$

$t_{e,ort}$: Çözelti derişimi $\xi_{e,ort}'$ ve yoğuşma basıncı p_c değerlerine karşılık gelen ortalama çözelti sıcaklığıdır.

(80) Nolu denklemde ayrışan buharın ayrıştırıcıyı $t_{e,A,ort}$ sıcaklığı ile terk edip yoğuşturucuya hareket ettiği varsayılmaktadır.

Son olarak α .Ayrıştırıcısında çözeltiye verilen ısı aşağıdaki gibi olacaktır.

$$q_{AY} = q_{eA1} + q_{eA3} + q_{eA3} \quad (81)$$

$$= (f-\chi)C_{AY}(t_{e,Ab} - t_{eA3}) + f_{e,ort} \cdot C_{e,ort}(t_{eA3} - t_{e,Ab}) + (1-\chi)(C_{pb,e} - C_{sivi,e})(t_{e,A,ort} - t_c) + (1-\chi)(r_e + q_e) \quad (81a)$$

h. Pompa Isıları :

h.1. Çözelti Pompası :

Zengin Çözeltinin basıncı çözelti pompası aracılığı ile soğurucu basıncı (p_o)'dan yüksek kademe ayrıştırıcı basıncı (p_c') değerine yükseltilmektedir.

Çözeltinin özgül ağırlığı γ (kg/m³) ve basıncı N/m² (Pa) olarak aldığımızda pompa işi (ısısı) aşağıdaki gibidir.

$$q_{CP} = \frac{(p_c' - p_o) [N/m^2] f [kg/kg]}{\gamma [kg/m^3]}$$

[Nm/kg] (82)

h.2. Soğutkan Pompası :

Soğutkan pompası, soğutkanı buharlaştırıcının

alt kısmından alıp tekrar buharlaştırıcı lülelerine (püskürtücülerine) taşımaktadır, ve pompa işi (ısısı) aşağıdaki gibidir.

$$q_{sp} = \frac{(p_o' - p_o) f}{\gamma}$$

(83)

h.3. Toplam Pompa Isıları :

$$q_p = q_{sp} + q_{sf} \text{ dir.} \quad (84)$$

Söz konusu olan bu pompa ısıları diğer ısı değerlerinin yanında çok küçük kalmasından ötürü önemsenmemektedir.

1. Isı Dengesi :

Yukarıda açıklanan ilişkiler sonucu ısı dengesi denklemleri aşağıdaki gib olmaktadır.

$$q_o + q_{AT} + q_{PT} = q_o + q_s \quad (85)$$

j. Etkinlik :

$$\zeta_o = \frac{q_o}{q_{AT}}$$

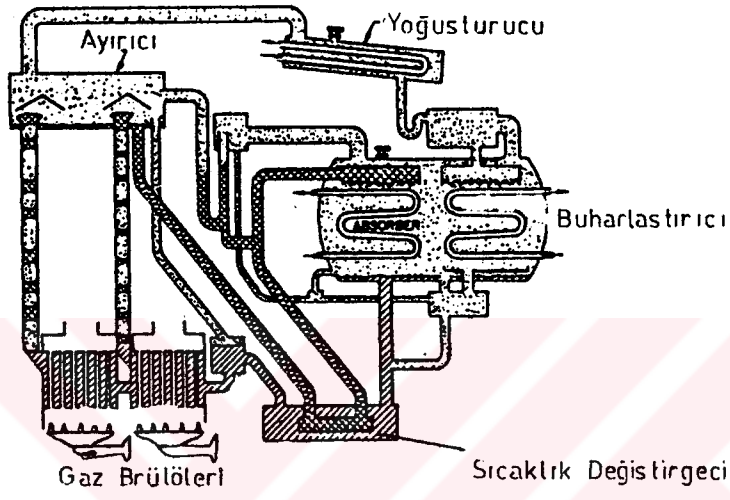
(86)

Etkinlik ile ilgili diğer bilgiler Bölüm 1.5.1.'deki tek kademeli termik yoğunlaştırmalı (soğurmali) soğutma çevriminin aynısı olup, tekrar yazılmasına gerek duyulmamıştır.

1.7. BAZI SOĞURMALI SOĞUTMA MAKİNALARI VE PRATİK VERİLER

1.7.1. Küçük Kapasiteli S.S.Makinaları :

Küçük kapasiteli S.S.Makinaları oda iklimlendirme ve ticari tip soğutma uygulamaları için biçimlendirilmektedir. Bunların kapasite aralığı genelde 10 ile 90 kW olup, bunlar doğrudan yakıt ateşlemeli ile dolaylı ateşlemeli su soğutucusu veya soğutucu-ısıtıcı biçiminde



Sekil 1 -11 : Doğrudan Doğal Gaz Yakmalı S.S.Makinası

Üretilmektedir.

Bunların aşağıdaki şu özellikleri vardır.

1. Çevrimi düz güneş kollektörü ile iyi bir verimle işletmek mümkündür.

2. Isıtma işlemi soğutma çevriminden, yoğunlaştırucu soğutma suyunun kesilmesi ile türetilmektedir.

3. Çözelti dolaşımı pompa olmaksızın termosifon aracılığı ile termal yoldan gerçekleştirilmektedir.

4. Yukarıda sayılan özelliklerin bileşimi sağlanabilmektedir. Şekil 1-11'de Su/Lityumbromürlü ve doğrudan doğal gaz yakmalı küçük bir ticari soğutucu/ısıtıcı ve termosifon işletimli bir S.S.Makinası görünmektedir. Burada madde dolaşımı mekanik pompa ile değil ancak bir tür buhar asansörü (termosifon) aracılığı ile gerçekleşmektedir. Soğurucu ile buharlaştırıcıdaki ısı aktarımı tek geçişli borular ile yapılmaktadır. Ayırıştırıcı çelik alev borularından oluşmakta ve ayırıştırma bir atmosferik brülör ile yapılmaktadır. Kimi aygıtlarda basınçlı gaz brülörü veya sıvı yakıt brülörü kullanılmaktadır. Çözelti ısı değiştirgeci çelik plakalı olup, bunlar düşük basınç düşümü ile yüksek ısı aktarımını sağlamaktadır.

Isıtma işlemi yoğunlaştırucuya gelen soğutma suyunun kesilmesi ve böylece ayrılan buharın buharlaştırıcıya gaz fazında girip burada yoğunlaşmasıyla sağlanmaktadır. Bu ayırıştırıcı ile buharlaştırıcı arasında soğutma çevrimi sırasında sıvı ile dolu olan bir boru hattının ısıtma çevrimi sırasında ayırıştırıcıdaki buharın sıvıyı itip doğrudan buharlaştırıcıya girmesiyle olmaktadır. Bu tip S.S.Makinalarının ısıtma ilişkileri (performans sayısı) 0.65 ile 0.72 arasında değişmektedir.

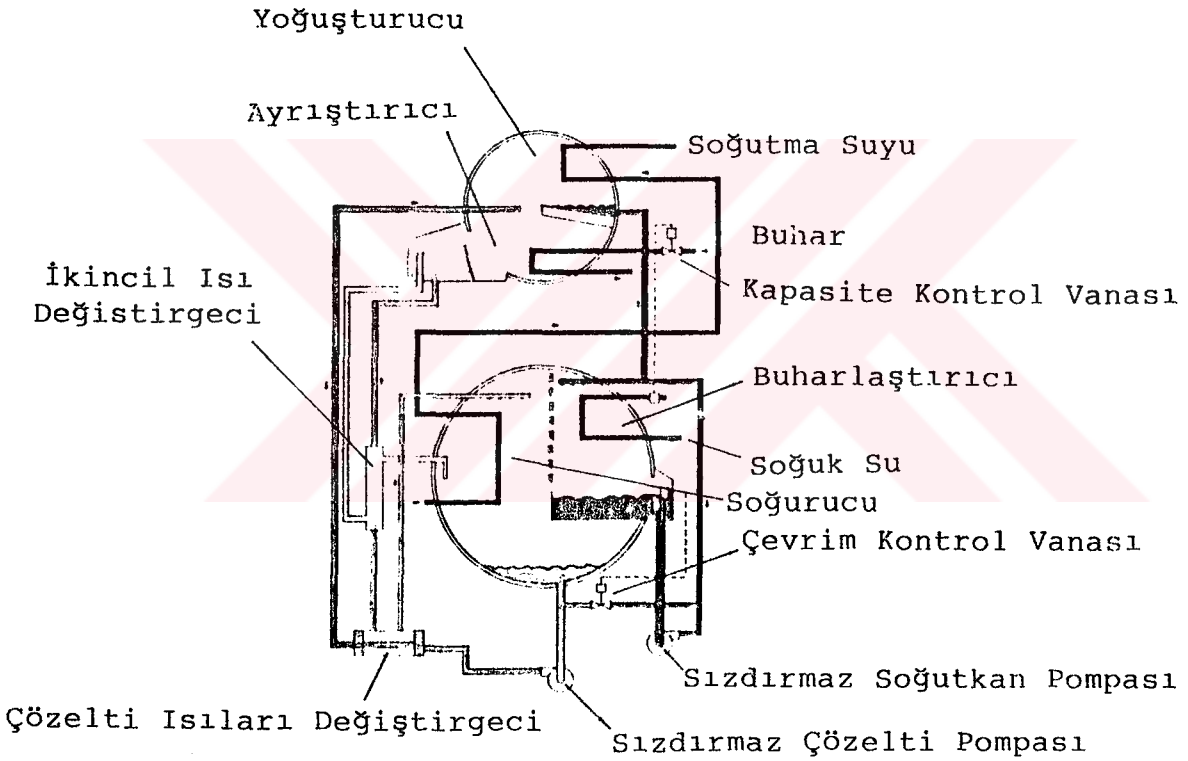
1.7.2. Büyük Kapasiteli S.S.Makinalar :

Büyük kapasitede S.S.Makinaları üreticilerine göre bir, iki veya daha fazla tanklar biçiminde, ve bir veya iki kademeli olmak üzere 10 ile 6.000 kW arası soğutma

kapasitelerinde üretilmektedir. İki kademeli S.S.Makinaları doğal olarak çok daha verimli olup, bunlar tek kademeli S.S.Makinalarına göre birim soğutma kapasiteleri %30 ile %50 daha az ısı enerjisi kullanmaktadırlar. Bu makinalarda yine hem soğutma hemde ısıtma yapabilenleri vardır. Bunlara bir örnek doğrudan doğal gaz yakmalı S.S.Makinası'dır.

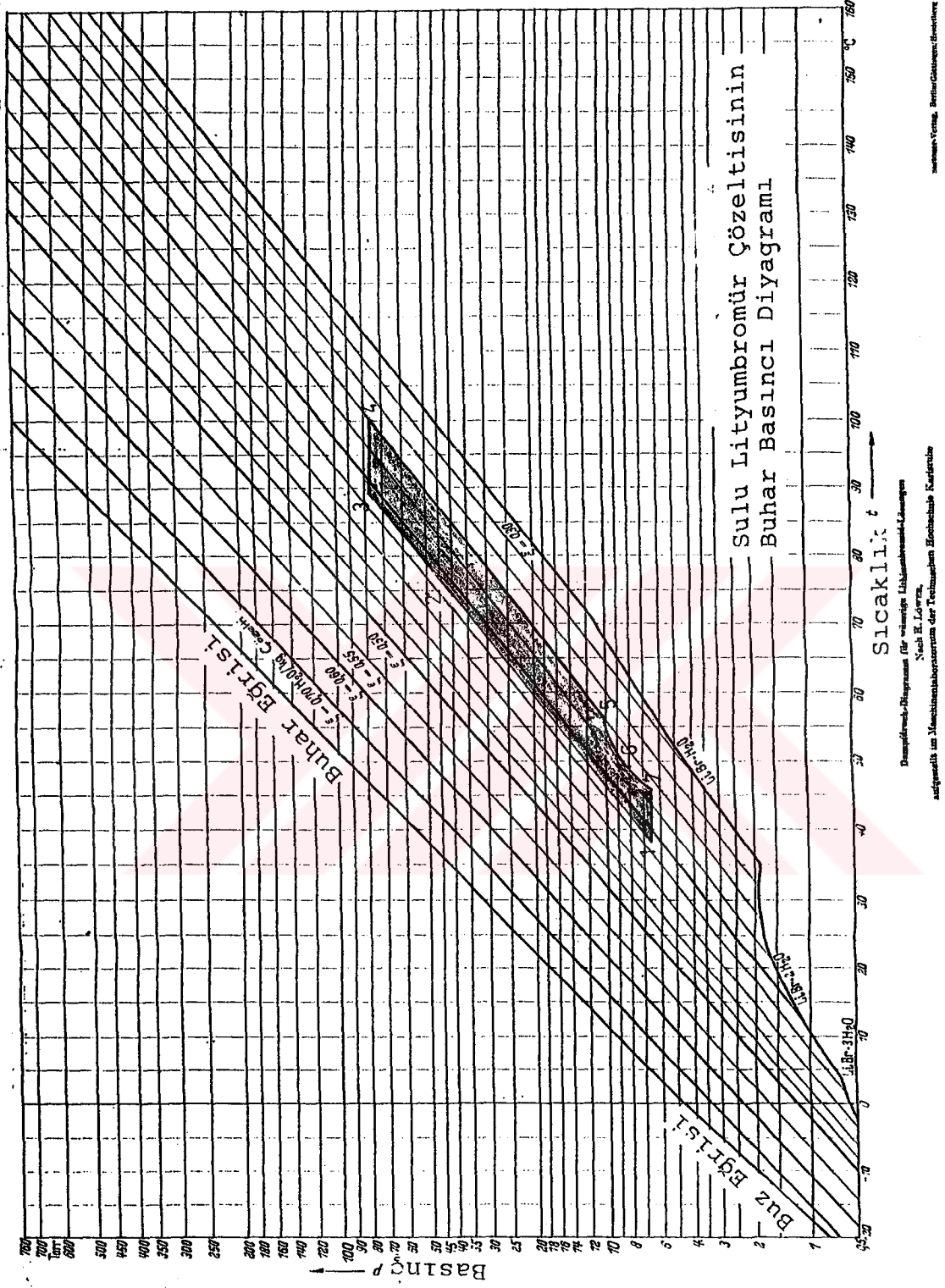
1.7.2.1. Tek Kademeli Makina :

Bölüm 1.5.'te açıklanan T.K.S.S.çevrimi için geçerli olan pratik bilgiler aşağıda bir Carrier ürünü 16JB S.S.Makinası üzerinden açıklanmaktadır.



Zengin Çözelti Yoksul Çözelti Soğutkan

Şekil 1-12 : Bir Carrier 16 JB S.S.Makinası



Diyagram 1-5

Bir önceki sayfada gösterilen şekle ait konumlar aşağıdaki gibidir.

Konum 1: Zengin çözeltinin soğutkan (H_2O) buharını bünyesine alıp soğurucuyu ısı değiştirgecine girmek üzere terk ettiği an.

Konum 2: Zengin çözeltinin ısı değiştirgecini terk ettiği an. Buradaki çözelti derişimi Konum 2'dekine eşit olup, ancak sıcaklık daha yüksektir.

Konum 3: Zengin çözeltinin ayrıştırıcı içerisinde kaynama sıcaklığına dek ısıtıldığı an.

Konum 4: Çözeltide bulunan soğutkanın büyük bir bölümünün ayrışması sonucunda çözeltinin en derişik olduğu (yoksul çözelti) an.

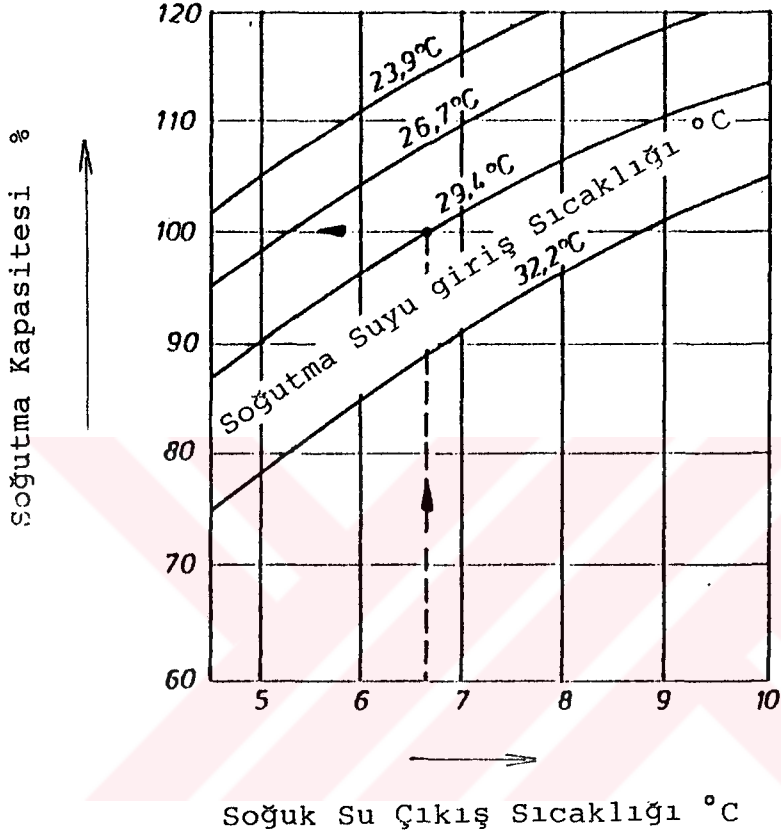
Konum 5: Yoksul çözeltinin ısını zengin çözeltiye aktarıp, ısı değiştirgecini terk ettiği an.

Konum 6: Yoksul çözeltinin soğurucu fiskiyelerine girdiği an.

Konum 7: Yoksul çözeltinin fiskiyelerden çıktığı an.

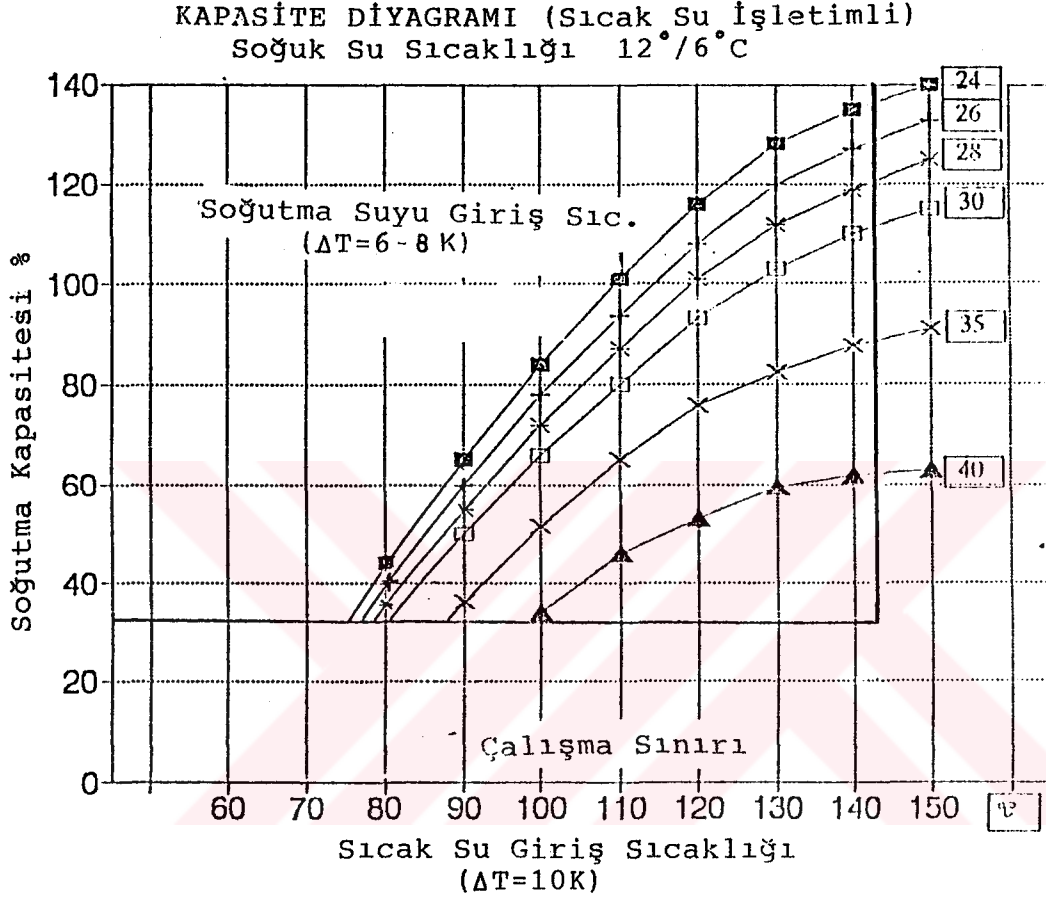
Konum	Çözelti Sıcaklığı (°C)	Buhar Basıncı (kPa)	Derişim kg H ₂ O/kg LiBr	Doyma Sıcaklığı (°C)
1	38,3	0,91	40,5	5,5
2	73,9	5,6	40,5	35,0
3	88,9	10,2	40,5	46,0
4	101,6	10,2	36,0	46,0
5	56,7	1,5	36,0	12,8
6	48,9	1,1	36,9	8,3
7	46,0	0,91	36,7	5,5

Tablo 1-2 : Çevrim Değerleri.

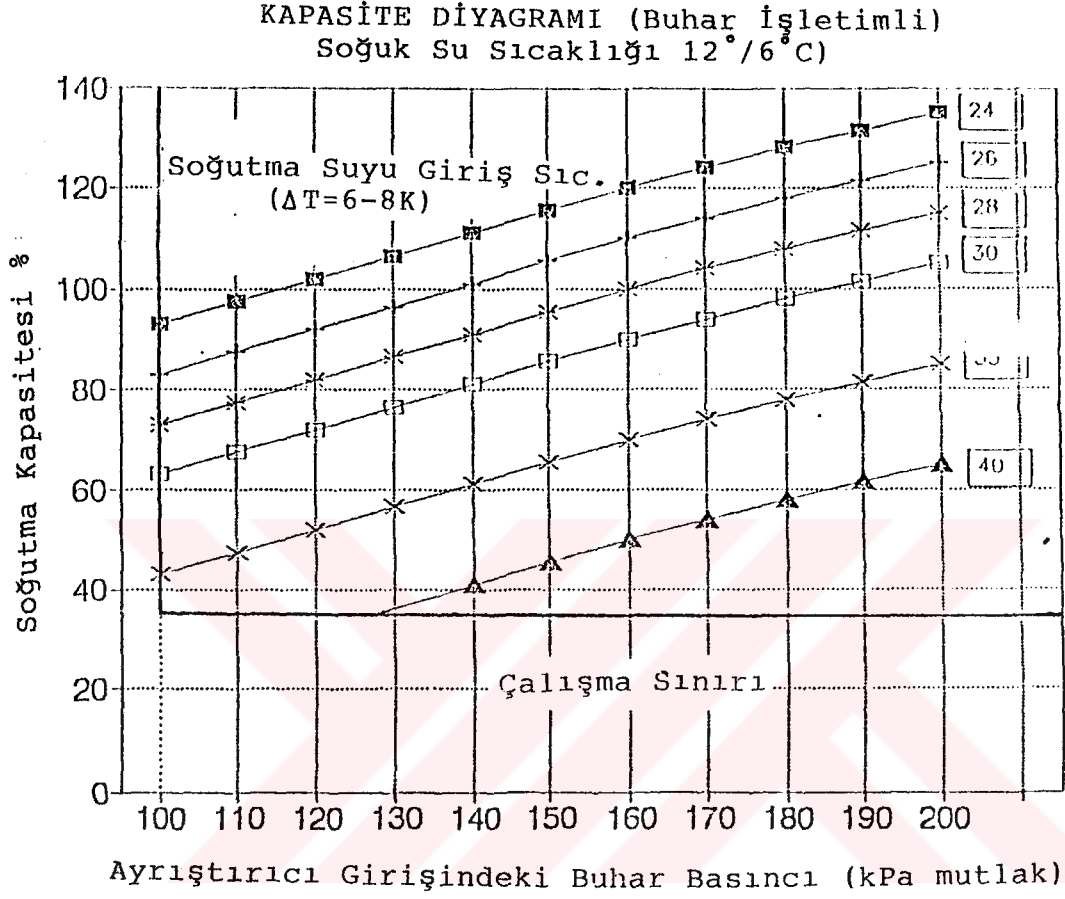


**Diyagram 1-6: H₂O/LiBr ile çalışan S.S. Makinasının
Soğutma Kapasitesi Değişimi.**

[Pohlmann, Taschenbuch der Kälte Technik, Bd.1, S.94, 1988,
C.F.Müller Verlag/Karlsruhe]



Diyagram 1-7: H₂O/LiBr ile çalışan S.S. Makinasının
Soğutma Kapasitesi Değişimi.
[Carrier 1992 Stuttgart/F.R.G.]

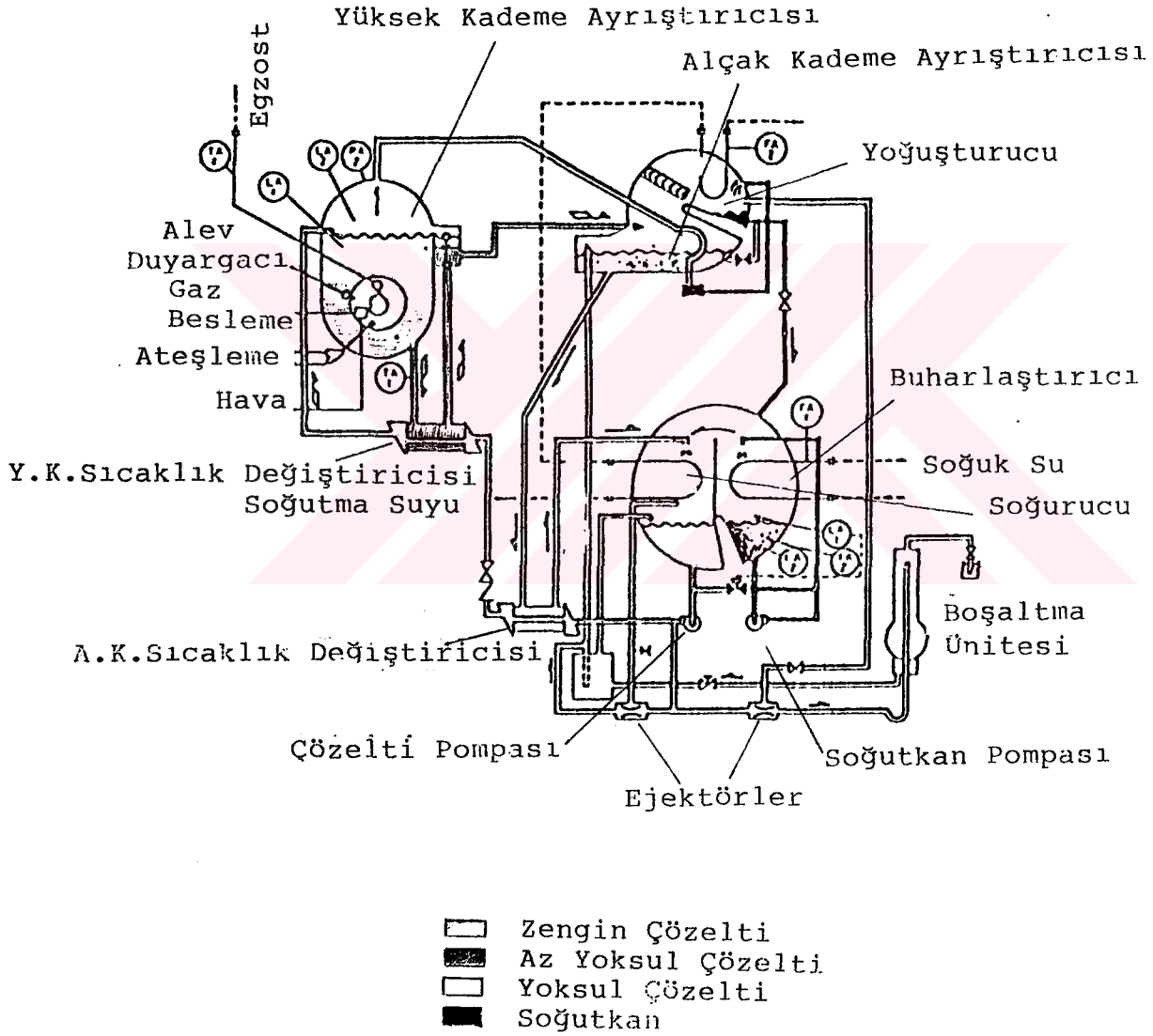


Diyagram 1-8 H₂O/LiBr ile çalışan S.S. Makinasının
Soğutma Kapasitesi Değişimi.

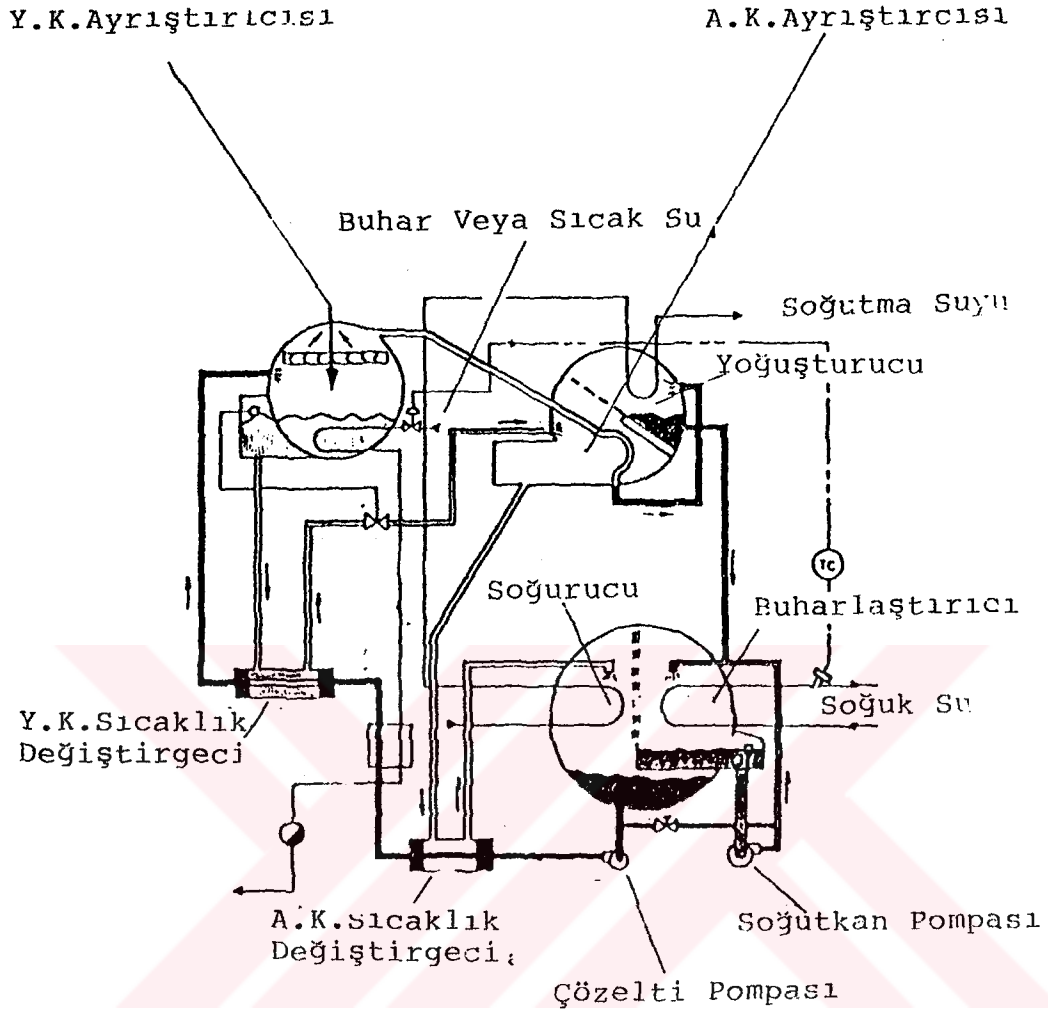
[Carrier 1992 Stuttgart/F.R.G.]

1.7.2.2. İKİ KADEMELİ S.S.MAKİNASI :

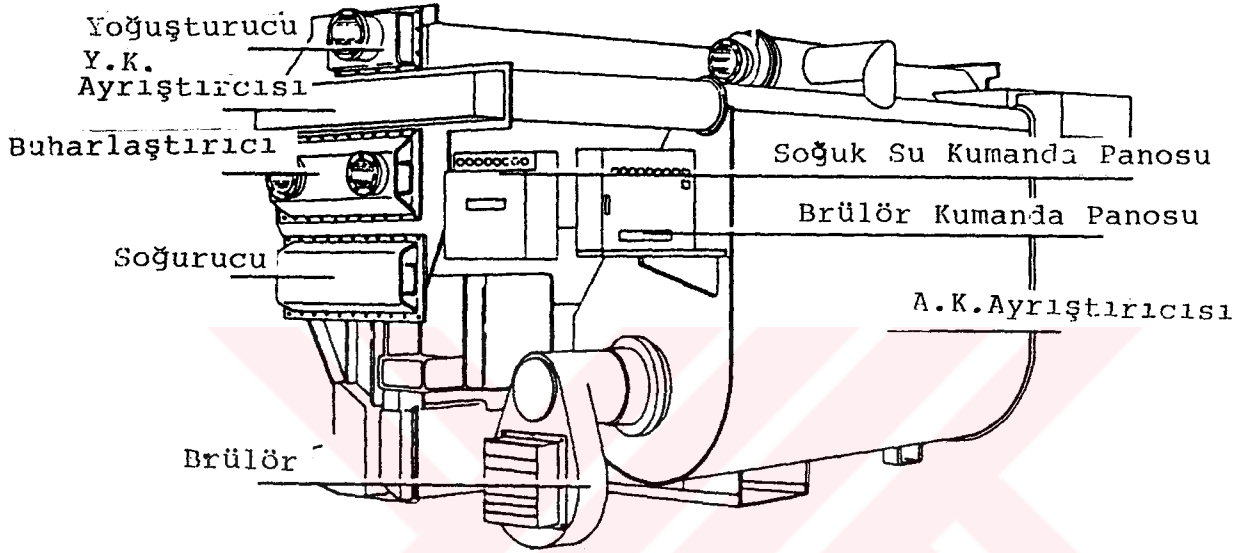
Bölüm 1.6.'da açıklanan iki kademeli soğurmali soğutma çevrimi için geçerli olan pratik bilgiler aşağıdadadır bir Carrier R.A.D.tipi doğrudan doğalgaz yakmalı soğurmali soğutma makinası ve bir Carrier Y.S.tipi buhar işletimli soğurmali soğutma makinası üzerinden açıklanmaktadır.



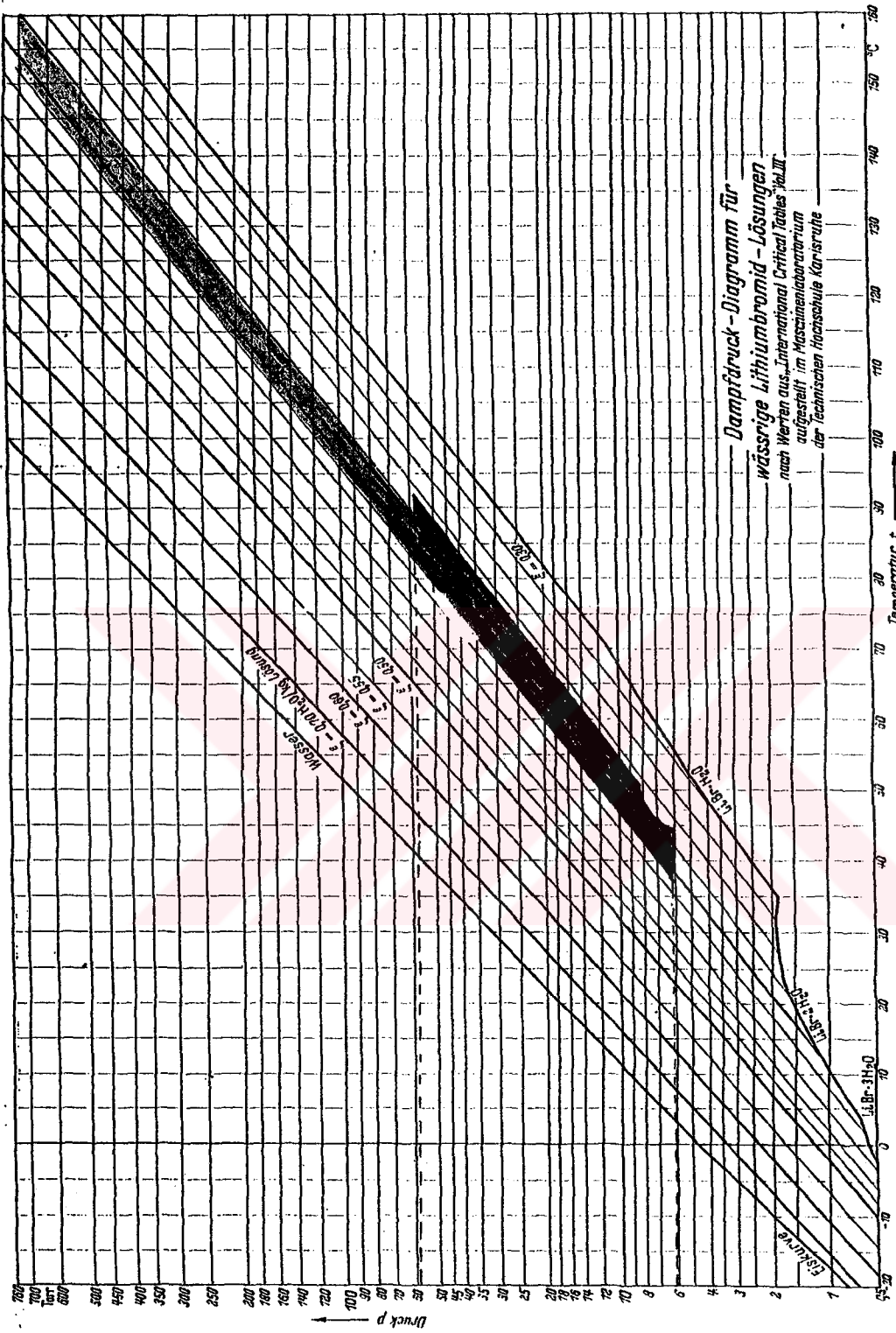
Şekil 1-13 : Bir Carrier R.A.D. S.S.Makinası



Şekil 1-14 : Bir Carrier JS. S.S.Makinası



Şekil 1-15 : Doğrudan Doğalgaz Yakmalı S.S.Makinası



Dampfdruck-Diagramm für wässrige Lithiumbromid-Lösungen
nach H. Lorenz,
aufgestellt im Maschinenlaboratorium der Technischen Hochschule Karlsruhe

Handbuch der Kälte- und Wärmepumpen VII

Diagram 1-9 : İki Kademeli S.S.Çevriminin Pratik Değerleri.

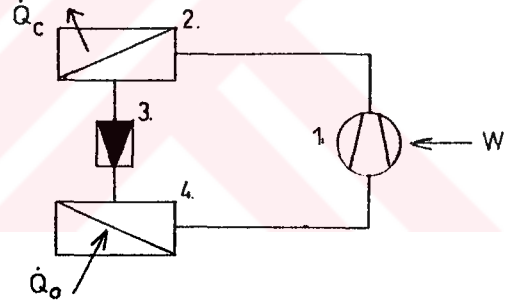
2. MEKANİK YOĞUNLAŞTIRMALI (KOMPRESİYONLU) SOĞUTMA ÇEVİRİMİ

Çok bilinen ve çok geniş bir uygulama alanına yayılan mekanik yoğunlaştırma çevrimi ile ilgili olarak burada sadece ileriki soğurmali-yoğunlaştırmalı soğutma çevrimlerinin enerji yönünden karşılaştırılması için gerekli olan temel bilgiler anlatılacaktır.

2.1. GENEL ÇALIŞMA BİÇİMİ

Mekanik Yoğunlaştırmalı soğutma çevrimi soğutma ve klima tekniği uygulamalarında şu sıralar %90 gibi büyük bir piyasa payına sahiptir. Prosesin temel özelliği kullanılan soğutkanın soğutulacak taraftaki çalışma sıcaklığı t_c (buharlaştırma sıcaklığı), sıvı fazdan ve yüksek bir buharlaştırma gizli ısı ile gaz fazına geçmesidir, ve ısının atılacağı taraftaki çalışma sıcaklığı olan t_o (yoğuşma sıcaklığı) yoğuşma işleminin kontrol edilebilecek bir basınçta gerçekleşebilmesidir. Burada yararlanılan fizik kuralları ise buharlaştırma/yoğuşma sıcaklıklarının basınca bağımlılığıdır.

1. Yoğunlaştırıcı (Kompresör)
2. Yoğuşturucu
3. Kısılma Valfi.
4. Buharlaştırıcı



Şekil 2-1 : Mekanik yoğunlaştırmalı soğutma çevrimi.

2.2. SOĞUTKANLAR VE ÇEVRE SORUNU

Soğutkan olarak sunulmalarından beri halokarbonların (halojene edilmiş hidrokarbonlar) kullanımı çok genişlemiştir. Pratikte metan ve etanın, flor-klor-brom türevleri kullanılmaktadır. Bunun dışında birkaç propan ve bütan türevleri denenmiş olup, ancak bunlar önemli bir konuma ulaşamamıştır.

Bromun istisna olmasından ötürü genelde bu soğutkanları

flor-klor-karbon-hidrojen (F.K.K.H.) bileşimleri denmektedir. Bunlar büyük miktarlarda ve başta R12 ve R11 (sonra özellikle R113, R114, R22, R142, R152a) olmak üzere, spray endüstrisinde itici madde, köpüklendirici, temizleme maddesi ve çözücü olarak kullanılmışlardır. Tüm üretimin ancak %10-20 arası soğutkan olarak kullanılmakta idi. Soğutma tekniği için ayrıca önem taşıyan R-11 Polüretan köpüğü izolasyonunda kullanılmıştır.

1974 Yılında Rowland ve Molina tarafından ortaya atılan hipotez bu maddelerin (F.K.K.H.) stratosfer tabakasında bulunan Ozon'u tahrip ettiğini açıklanmaktaydı. Yıllar süren mücadeleler sonucunda 1984-1990 arası yapılan uluslararası konferanslara bu maddelerin kullanımı ile ilgili sınırlamalar getirmiştir, ve hedef bunların üretimini kısıtlayarak emisyonlarını düşürmektir.

Halojenize olmuş F.K.K.H. bileşimleri yüksek dayanımları nedeniyle atmosferde uzun bir yaşam süreleri vardır. Bunlar atmosferin alt tabakalarında bozuma uğratılmadıkları ve soğurulmadıkları için yükseklerle dek çıkabilmektedirler. Bölünmeler ancak kızıl ötesi (K.Ö.) ışınlar aracılığı ile olmaktadır, ve klor atomu Ozon dengesine zararlı biçimde saldırmaktadır. Burada bu oldukça karmaşık işlemin daha derinlerine inmeden, aşağıda soğutkanların Ozon'a saldırı oranları ve sera etkileri oranları sunulmaktadır. F.K.K.H. bileşimlerinin Ozon'a saldırı oranları ömürlerine ve Klor içeriklerine bağlıdır ve RODP değeri ile gösterilmektedir. Bunların sera etkisi ise molekül yapılarından ve özelliklerinden ötürü CO₂ 'in yanında çok büyük olup R.G.E. değeri ile gösterilmektedir.

	Global Değişim (ppt)	Atmosferik Yaşam Süresi (Yıl)	RODP ²⁾ (R11=1)	RGE ³⁾ (R11=1)
R10	140	50	1,1	0,35
R11	250	65	1,0	1,0
R12	450	120	0,9-1	3
R12B1	-	15	3	
R13	10	400	0,45	≈7
R13B1	-	100	8-13	(ja)
R14	70	10000	0	(ja)
R20	10	0,6	(ja)	
R22	60	15	0,05	0,35
R40	600	1,5	(ja)	(ja)
R113	35	90	0,85	1,35
R114	15	200	0,7	4
R114B2	-		6	
R115	5	400	0,4	7,5
R116	4	> 500	0	(ja)
R123	-	2	0,02	0,02
R124	-	6	0,02	0,1
R125	-	28	0	0,6
R134a	-	16	0	0,26
R140a	140	7	0,15	0,025
R141b	-	8	0,1	0,09
R142b	-	19	0,06	0,36
R143a	-	41	0	0,75
R152a	-	2	0	0,03

1) 10^{-12}

2) R11 soğutkanına göre belirlenmiş Ozan'a saldırı oranı (Relative Ozone Depletion Potential, RODP)

3) R11 soğutkanına göre belirlenmiş sera etkisi. (Relative Greenhouse Effect, RGE.)

Tablo 2-1 : F.K.K.H. bileşimlerinin atmosferdeki çekince (tehlike) potansiyelleri.

2.3. TEMEL DENKLEMLER :

Her enerji dönüşüm prosesinde olduğu gibi bu yoğunlaştırmalı soğutma çevriminde de sisteme eklenen enerjilerin toplamı sistemden uzaklaştırılan enerjilerin toplamına eşit olmak zorundadır. Kayıpların, kontrol ve kumanda elemanlarının enerji tüketimlerinin önemsenmemesi durumunda yoğunlaştırmalı soğutma çevrimi için termodinamiğin birinci kanununa göre I.kanununa göre aşağıdaki denklemler geçerlidir.

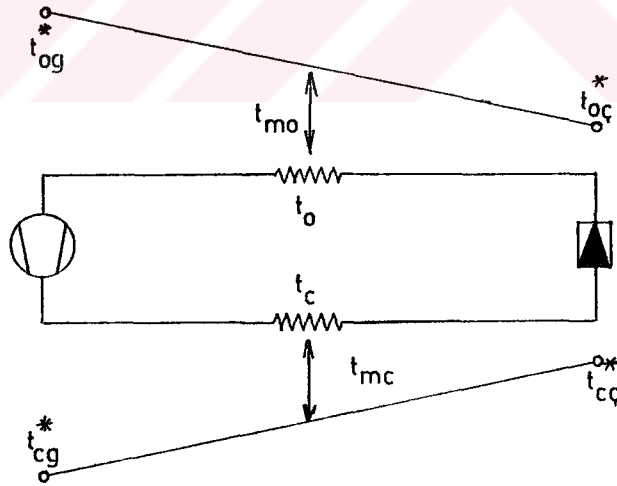
$$\dot{Q}_0 + P = \dot{Q}_c \quad (87)$$

$\dot{Q}_0$: Soğutma Kapasitesi (kW)

P : İşletim enerjisi. (kW)

$\dot{Q}_c$: Çevreye atılan ısı. (kW)

Bir soğutma makinasının çalışması sadece 87 nolu temel termodinamik denkleme göre hesaplanamayıp buna ek olarak düşük ve yüksek sıcaklık kaynakları tarafındaki enerji dengelerini belirleyen maddesel verdiler ve buna bağlı sıcaklık farkları da kullanılmalıdır. Aşağıda bununla ilgili bilgiler verilmektedir.



Şekil 2-2 : Soğutma çevrimindeki sıcaklık farkları.

Burada (*) Simgesi olan değerler çevrimin çevre verileri olup, g ve ç harfleri ise sırasıyla giriş ve çıkış anlamını taşımaktadır.

$\dot{m}$: Maddesel verdi. (kg/sn)

h : Entalpi (Kj/kg)

t_b : Buharlaştırma sıcaklığı (°C)

t_c : Yoğuşma sıcaklığı (°C)

V_h : Yoğunlaştırıcının (kompresör) gereometrik iletim verdisi. (m³/saat)

k : Isı aktarım katsayısı. (W/m²K)

c : Özgül ısınma ısısı (Kj/KgK)

A : Alan (m²)

Δt_m : Logaritmik ortalama sıcaklığı. (K)

$$\dot{Q}_0 = \dot{m}_b \cdot c_b (t_{0g}' - t_{0s}') = \dot{m}_b (h_{0g}' - h_{0s}') \quad (88)$$

$$\dot{Q}_0 = \text{fonks.}(t_c, t_b, V_h) \quad (89)$$

$$P = \text{fonks.}(t_c, t_b, V_h) \quad (90)$$

$$\dot{Q}_c = \dot{Q}_0 + P \quad (91)$$

$$= A_c \cdot k_c \cdot \Delta t_{mc} \quad (91a)$$

$$= \dot{m}_c \cdot c_c (t_{cg}' - t_{cs}') \quad (91b)$$

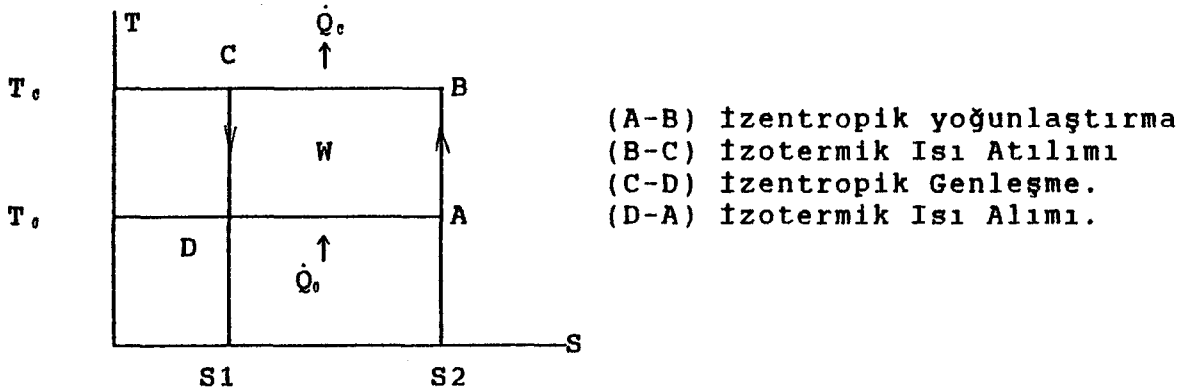
$$= \dot{m}_c (h_{cg}' - h_{cs}') \quad (91c)$$

Pratikteki uygulamalarda ısı aktarım ortamının su olması durumunda : $t_{cg}' - t_{cs}' = 5 \dots \dots 15$ K

hava olması durumunda : $t_{cg}' - t_{cs}' = 10 \dots \dots 20$ K

2.4. MÜKEMMEL CARNOT ÇEVİRİMİ :

Bilindiği üzere yoğunlaştırmalı Carnot soğutma çevrimi iki sıcaklık düzeyi arasında sol yönde çalışan bir çevrimdir.



Şekil 2-3 : Carnot Soğutma Çevrimi.

2.4.1. Carnot Etkinliği :

Gaye ile bedel arasındaki ilişki etkinlik (ϵ_c) olduğuna göre ,

$$Q_0 = T_0(S_2 - S_1) \quad (92)$$

$$W = (T_c - T_0)(S_2 - S_1) \quad (93)$$

$$\epsilon_c = \frac{Q_0}{W} = \frac{T_0}{T_c - T_0}$$

(94) 'dır.

2.4.2. CARNOT VERİMİ :

Carnot etkinliğine yaklaşım oranı verim (η) olduğuna göre,

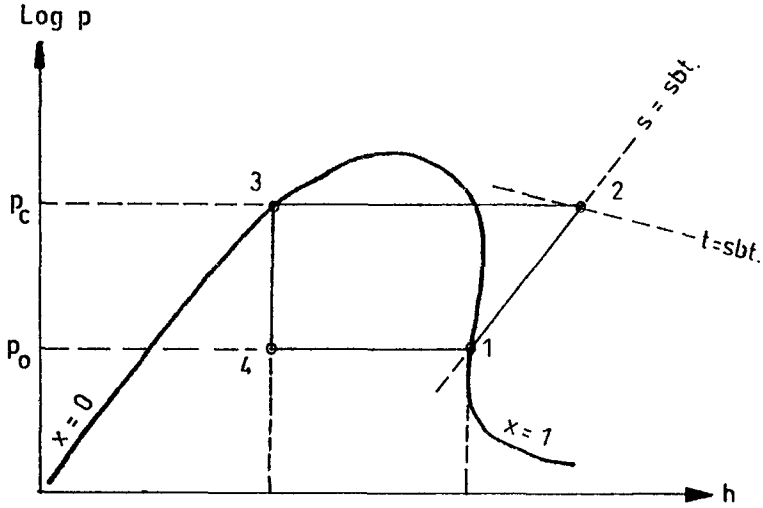
$$\eta_c = \frac{e}{e_c}$$

(95) dir

2.5. TEK KADEMELİ ÇEVİRİM :

Soğutma tekniğinde çevrimin gösterilmesi ve hesaplamalarda log p, h diyagramı kullanılmaktadır. Bunda entalpi farkları uzaklıklar olarak kolayca belirlenebilmektedir. Diyagram temel öge olarak yaş buhar bölgesini sınırlayan iki eğri içerir. Buharlaşma ile yoğuşma sırasında izoterm eğriler bu bölgede yatay doğrular olarak çakışır. Buhar içeriği $x=0$ olan eğrinin sol tarafı doymuş sıvı bölgesidir ve burada izoterm eğriler dikeydir. Buhar içeriği $x=1$ (%100 doymuş buhar) olan eğrinin sağında ise; kızgın buhar bölgesi başlar.

Çok bilinen ve kaynağı bol olan bu konuda fazla ayrıntıya girmeksizin aşağıda sadece logp,h diyagramındaki teorik çevrim gösterilecektir.



Şekil 2-4 : Soğutma çevriminin logp,h diyogramında gösterilmesi.

Teorik soğutma kapasitesi: $\dot{Q}_{0, \text{teor}} = \dot{m} \cdot (h_1 - h_4)$ [kW] (96)

Teorik işletme gücü : $P_{\text{teor}} = \dot{m} \cdot (h_2 - h_1)$ [kW] (97)

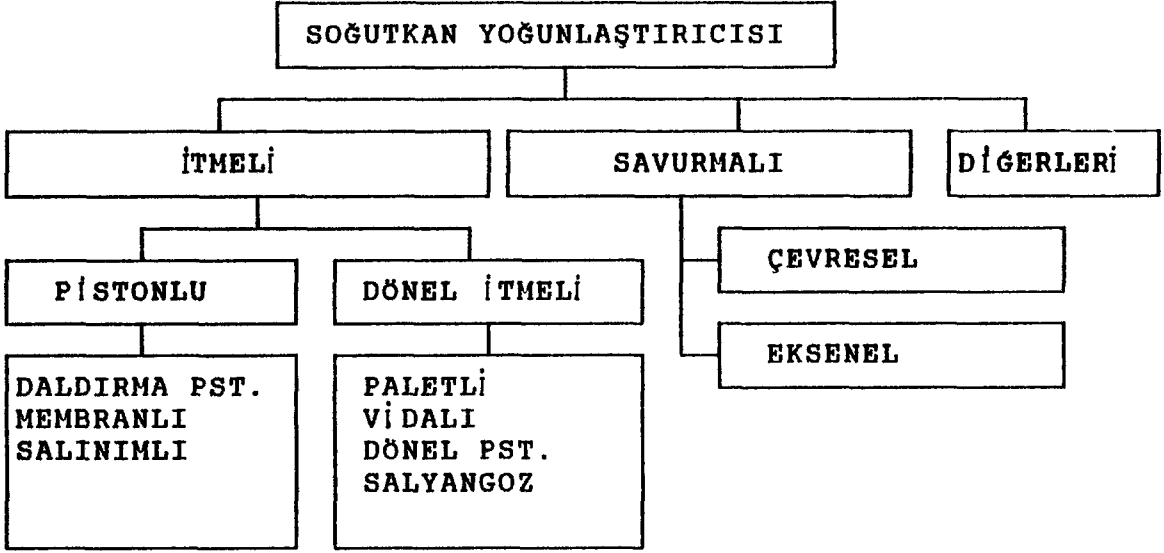
$\dot{m}$: Soğutkan verdisi. (Kg/sn)

$h_1 - h_4$: Teorik özgül soğutma kapasitesi.

$h_2 - h_1$: Teorik özgül işletme gücü.

2.6. MAKİNALARIN GENEL SINIFLANDIRILMASI :

Aşağıda verilen tablodaki sınıflandırma yoğunlaştırıcıların soğutkanı itme ve savurma yöntemi ile yoğunlaştırmalarına göre yapılmıştır. İtmeli makinalarda soğutkan kapalı bir hacim (piston) içerisinde hacmin küçülmesi ile yoğunlaştırılmaktadır. Savurmalı Makinalarda ise, soğutkana büyük bir merkez kaç enerjisi aktarılıp bu daha sonra basınç enerjisine çevrilmektedir.



Şekil 2-5 : Mekanik Yoğunlaştırmalı Soğutma Makinalarının Genel Sınıflandırılması.

2.7. MAKİNALARIN GENEL KARŞILAŞTIRILMASI :

Tablo 2-2’de en önemli yoğunlaştırıcı çeşitleri karşılaştırılmaktadır. Bu makinaların kullanım sahaları ise bugünkü gelişmişlik düzeylerine göre belirlenmiştir. Turbo (Savurmalı) yoğunlaştırıcıların küçük yoğunlaştırma (basınç) oranlarında pistonlu yoğunlaştırıcılarının kullanım alanına dek uzandığı bilinmektedir.

Vidalı yoğunlaştırıcının kullanım sınırı ise bugünkü kullanım alanının çok üzerindedir. Vidalı Yoğunlaştırıcının görevi pistonlu yoğunlaştırıcı ile turbo yoğunlaştırıcı arasındaki kapasite boşluğunu doldurmaktır.

<u>YOĞUNLAŞTIRICI CİNSİ</u>	<u>İTME PİSTONLU</u>	<u>VİDALI</u>	<u>TURBO</u>
Yoğunlaştırma	Statik	Statik	Dinamik
Basma	Periodik	Neredeyse- Sürekli	Sürekli
Aşınır Elemanlar	Çok	Az	Az
Titreşim	Kütlesel Verdiye Yok Bağlı		Yok
Basınca Göre Verdi Değişimi	Sabit	Sabit	Çok Bağımlı
Kapasite Kontrol	Kademeli ve Sınırlı	Kadamesiz ve Sınırsız.	Kademesiz Sınırlı
Ses Düzeyi	Önemli Farkları Yok (En düşük)	(En Yüksek)	(Arada)
Bakım	Basit ve Genelde Bilinir.	(1)'e göre daha az.	Fazla önem ve bilgi gerektirir.
Özgül Yatırım Bedelleri	1 MW'ye dek en ucuz	1,5 MW'den sonra daha ucuz	2 MW'den sonra Klima uygulamasında (1)ve (2)'ye göre daha ucuz.
Özgül yer kaplama	En büyük	orta	en küçük

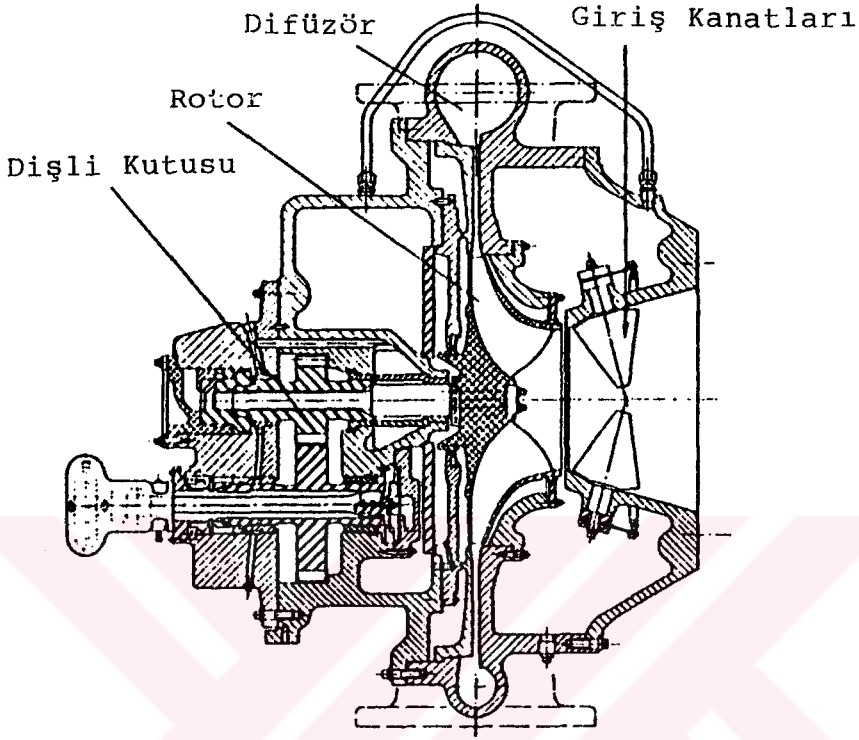
Tablo^(*) 2-2 : Çeşitli yoğunlaştırıcıların karşılaştırılması

(*) K.Breidenbach Der Kaelteanlagenbauer, Bd2(1990)
C.F.Verlag, Karlsruhe/FRG.

2.8.1. TURBO (SAVURMALI) YOĞUNLAŞTIRICI :

Burada yoğunlaştırma işlemi soğutkan gazının hızının arttırılması ve sonra bu kinetik akış enerjisinin difüzörde basınç artımına çevrilmesi ile yapılmaktadır. Yapı ve çalışma özellikleri bakımından bunlar savurmalı (santrifüj) pompa ve çevresel (radyal) vantilatörlere

benzerler. Şekil 2-6'da tek kademeli bir yoğunlaştırıcının kesit resmi görülmektedir.



Şekil 2-6 : Tek Kademeli Turbo Yoğunlaştırıcısı

Temel Hesap Formülleri,

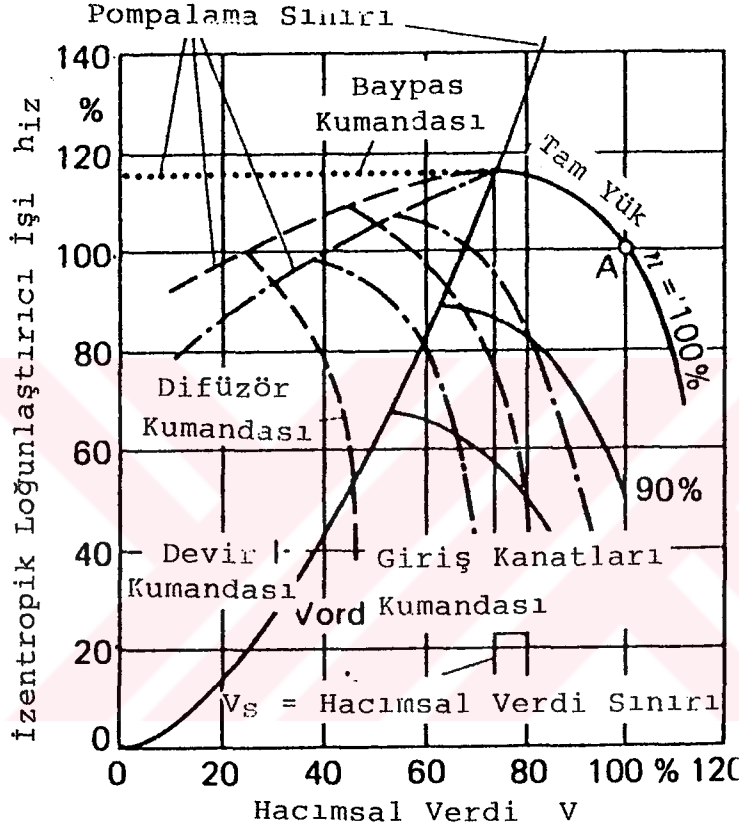
$$\Delta h_{12} = u_a^2 \cdot \mu \cdot \eta_{01} \quad (98)$$

$$\dot{V} = u_a \cdot d_a^2 \cdot \frac{1}{4} \cdot \delta \quad (99)$$

$$u_a = \frac{\pi}{60} \cdot d_a \cdot n \quad (100)$$

Δh_{12} : izentropik yoğunlaştırma işi (J/Kg)

- $\dot{V}$: Soğutkan verdisi. (m^3/sn)
 u_s : d_s çapına bağlı çevresel hız. (m/sn)
 d_s : Çarkın (rotor) dış çapı. (m)
 n : Devir Sayısı. (1/Dk.)
 μ : Çark Formuna bağlı katsayı.
 η_{pol} : Enerji dönüşümünün politropik verimi.
 δ : Çarkın emme birimi.



Diyagram (*) 2-1 : Turbo yoğunlaştırıcının çalışma eğrisi ve pompalama sınırının prensipte gösterilmesi.

(*) Taschenbuch für Heizung und klima technik 90/91. Recknagel. Sprenger. Hönnmann. Oldenbourg/FRG

Belirli bir çevresel hızda $\dot{V}$ değeri doğrudan Δh_{12} değerine bağlıdır. Δh_{12} ise; tam yük durumu için yukarıdaki diyagramdan alınabilmektedir.

Belirli bir p_s buharlaşma basıncında çalışması istenilen soğutkanın log p, h diyagramını kullanarak Δh_{12} değeri

üzerinden ulaşılabilcek yoğuşma basıncı p_c elde edilinebilmektedir.

Soğutma Kapasitesinin Belirlenmesi;

$$\dot{Q}_0 = \dot{V} \cdot q_{vol} \quad [kW] \quad (101)$$

Mildeki İşletim Enerjisi;

$$P = \frac{\Delta h_{iz} \cdot \dot{V}}{\eta_{iz} \cdot \theta_o} \cdot \eta_m$$

(102)

η_{iz} : izentropik verim.

η_m : Dişli Kutusu veriminide kapsayan mekanik verim.

θ_o : t_o ve p_o 'daki soğutkan gazının özgül hacmi. (Kg/m^3)

Bazı Pratik Bilgiler :

Ulaşılabilen en yüksek çevresel hız $u_s=250$ m/sn.dır. Bu değer in aşılması durumunda çark girişinde ses hızının aşılması söz konusu olup, boğulma (şok) olayı gündeme gelmektedir. Buna göre erişilebilen en yüksek $\Delta h_{iz}=35$ KJ/Kg'dır. Öyleyse klima şartları $t_o=0^\circ C$ ve $t_c=40^\circ C$ 'deki R12 soğutkanı ile tek bir yoğunlaştırma kademesiyle sağlanabilinirken R22 soğutkanı söz konusu olunca birden fazla kademe gerekmektedir. Bunu Log p,h diyagramında görmek mümkündür. İki kutuplu motorlu (3.000 devir/dk.) işletim durumunda aynı çevresel hıza ulaşabilmek için büyük rotor çaplarına gereksinim duyulmaktadır. Diğer yandan bu rotorlar büyük hacımsal verdiler sağlayabilmektedir. Bu nedenlerden ötürü devir sayısı dişli kutusu aracılığı ile (Bkz.Şekil 2-6)

veya frekans dönüştürücüsü ve orta frekans motoru kullanılarak devir sayıları 15.000 devir/dk. 'ya dek yükseltilmektedir. Tabi diğer bir çözüm 3.000 devir/dk. ama iki kademeli yoğunlaştırma ile çalışılmasıdır. (Bkz.Şekil 2-7)

Gerek açık gerekse sızdırmaz (hermetik) yoğunlaştırıcılar (3.000 volta kadar) makina içindeki soğutkan hacminde bulunan soğutkan aracılığı ile kendi kendilerini soğutmaktadır.

Klima şartlarındaki kapasiteler:

Soğutkan R11 Soğutma Kapasitesi 3002500 kW

Soğutkan R12 Soğutma Kapasitesi 100030000 kW

Soğutkan R22 Soğutma Kapasitesi 5002000 kW

Soğutkan R134a ile ilgili araştırmalar henüz tamamlanmış değil.

Tanım	-	Amonyak	Klor- diflor- metan	Diklor- diflor- metan	Triklor- flor- metan	Brom triflor- metan	1.2- Diklor- tetra- flor- etan	1.1.2- Triklor- triflor- etan
Sembol	-	R717	R22	R12	R11	R13B1	R114	R113
Kimyasal Formül	-	NH ₃	CHClF ₂	CCl ₂ F ₂	CCl ₃ F	CBrF ₃	C ₂ Cl ₂ F ₄	C ₂ Cl ₃ F ₃
Mol Ağırlığı M	-	17,0	86,5	120,9	137,4	148,9	170,9	187,4
Emme Basıncı P _o	bar	4,3	4,98	3,09	0,4	8,45	0,88	0,151
Basma Basıncı P _c	bar	15,55	15,27	9,63	1,76	22,38	3,40	0,793
Entalpi Artımı h ₁₂	kJ/kg	187	29,2	21,3	25,8	12,7	18,1	22,6
Hacimsal Isı Kazanımı q _h	kJ/m ³	3700	3260	2040	385	4060	678	153,5
Çıkışdaki Ses Hızı	m/s	458	174	144	142	119	122	124
Rotorun Çevresel Hızı	m/s	537	212	181	199	145	167	264
Mach Sayısı Ma	-	1,17	1,22	1,26	1,40	1,22	1,37	2,12

Tablo 2-3 : Klima şartlarındaki (t_o/t_o=0 °/40 °C) tek kademeli yoğunlaştırmada bazı soğutkanların turbo yoğunlaştırıcısındaki kullanabilirliği.

Tablodan anlaşılacağı üzere R717'nin q_{v01} (volumetrik özgül ısı) büyük olmasına karşın izentropik yoğunlaştırma işinin yüksek olmasından ötürü enaz dört kademeli bir yoğunlaştırma gerekmektedir.

Kapasite Kontrol :

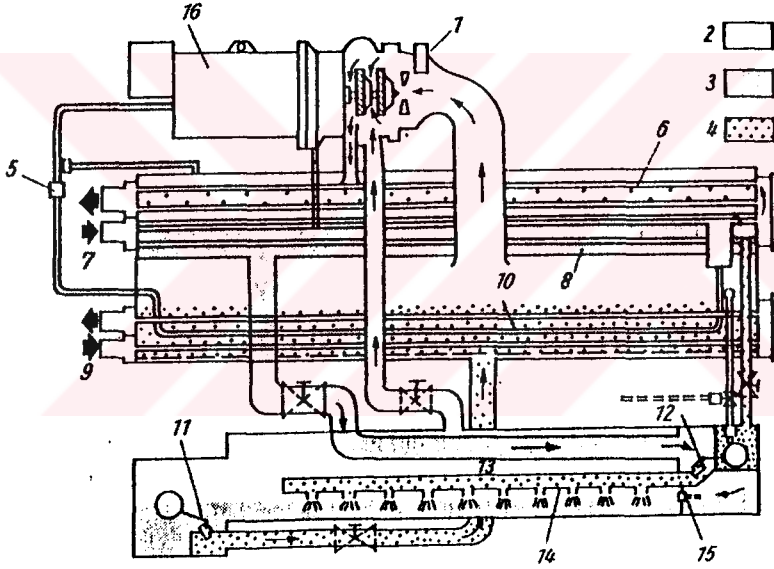
Sürekli bir kontrol söz konusu olup bunun için şu sistemler vardır.

- 1) Devir Sayısı Kontrolü (Frekans Dönüştürücüsü üzerinden yapılan işletimde veya buhar türbinli işletimde)
- 2) Rotar Giriş Ağızı Kontrolü (giriş kanatçıklar üzerinden)
- 3) Difüsör Kanatları Kontrolü

4) Sıcak Gaz By-Pass Kontrolü (bsasınç valfi ile basma ile emme hatlarının bir kanal üzerinden birleştirilmesi.)

Çalışma Eğrisi :

Planlanan çalışma noktası A (Bkz.diagram 2-1)pompalama sınırından yeterince uzakta olmalıdır. Buharlaştırıcı ve yoğuşturucudaki kirlenmeler h_1 'in artmasına neden olmakta ve çalışma noktası, çalışma eğrisi üzerinde pompalama sınırına dek gerilemektedir.

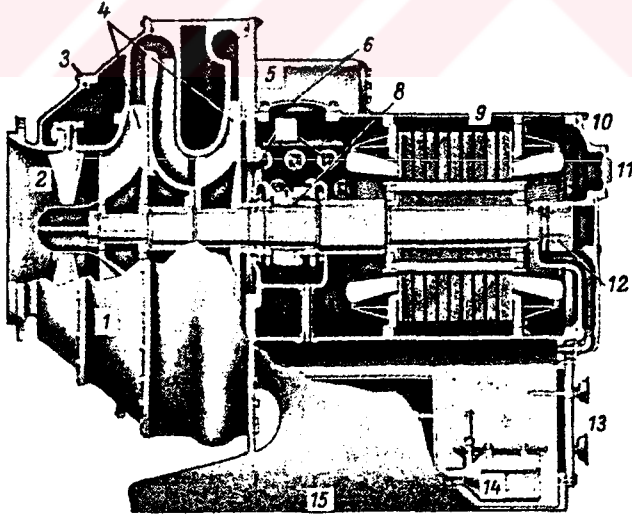


Şekil 2-7 : iki kademeli turbo yoğunlaştırıcı su soğutma grubu(Carrier)

1. Giriş Ağzı Kanat Ayarını Yapan Motor.
2. Soğutkan Buharı
3. Sıvı Soğutkan
4. Soğutkan (Sıvı ve Gaz Fazında)
5. Filtre
6. Yoğuşturucu
7. Soğutma Suyu
8. Ek Soğutucu
9. Soğuk Su
10. Buharlaştırıcı (Soğutucu)
11. Alçak Basınç Verdi Kumandası
12. Yüksek Basınç Verdi Kumandası
13. Püskürtmeli Ekonomizör
14. Püskürtücü Boru
15. Çıkış Deliği.
16. Motor.

KİSMİ YÜK DAVRANIŞI :

$\dot{V}_1$ değerinin altındaki kısmi soğutma yüklerinde sistem niteliği öyle olmalıdır ki azalan $\dot{V}$ değeri ile beraber Δh_1 'de gerektiği ölçüde küçülebilsin. Öyleki çalışma noktası pompalama sınırı altında kalabilsin. Rotor ağızı kontrolü yapılan durumlarda her %10'luk yük kontrolü için soğutma suyunun yoğuşturucuya giriş sıcaklığının 0.6K azaltılması gerekmektedir.



Şekil 2-8 : İki Kademeli Yarı Sızdırmaz (Hermetik) Turbo Yoğunlaştırıcı. (Carrier)

- | | |
|----------------------------|-----------------|
| 1. Yoğunlaştırıcı. | 13. Karter |
| 2. Giriş ağzı Kanatçıkları | 14. Dişli Pompa |
| 3. Şase | 15. Taban |
| 4. Rotorlar | |
| 5. Kompanzatör. | |
| 6. Kapak | |
| 7. Motor Klemensleri | |
| 8. Anıl Kumanda | |
| 9. Motor | |
| 10. Stator | |
| 11. Klapa | |
| 12. Yatak | |

3. TERMİK YOĞUNLAŞTIRMALI (SOĞURMALI) İLE MEKANİK YOĞUNLAŞTIRMALI SOĞUTMA ÇEVİRİMLERİNİN ENERJİ VE EKONOMİK YÖNDEN DEĞERLENDİRİLMESİ :

Aşağıda sunulmakta olan değerlendirmelerin ilk bölümünü enerji değerlendirmesi ikinci bölümünü ise, ekonomik değerlendirme oluşturmaktadır.

Enerji yönünden değerlendirmede enerji ile ilgili EKSERJİ ve ANERJİ tanımları yapılmakta sonra ise, termik ile mekanik yoğunlaştırıcı soğutma çevrimleri açısından teknik açıdan değer taşıyan ekserji verilerini de irdelleyen bir sonuç ilişkisi türetilmektedir.

Ekonomik yönden değerlendirmede ise, soğurmalı soğutma makinası içeren tüm bir soğutma sistemi ile turbo yoğunlaştırıcı soğutma makinası içeren tüm bir soğutma sistemi ilk yatırım ve işletme masrafları gözönünde tutularak karşılaştırılmaktadır.

3.1. ENERJİ YÖNÜNDEN DEĞERLENDİRME :

Son zamanlarda bir sistemdeki enerji akışı incelenirken bu işlem enerjiyi, ekserji ve anerji olarak ikiye ayırarak yapılmaktadır. BAEHR'e göre bunların nitel tanımı aşağıdaki gibidir.

EKSEKJİ^(*) : Verilen belirli ortam koşullarında enerjinin her tür enerjiye dönüştürülebilien kısmıdır.

ANNERJİ^(*) : Verilen belirli ortam koşullarında enerjinin ekzerjiye çevrilemeyen kısmıdır.

(*) Heizung Und Klima Technik 90/91 Bölüm 13, S.76, Recknagel-Springer-Hönnmann. Oldenbourg/FRG.

Termodinamiğin birinci kanuna göre ısı enerjisi mekanik enerjiye ve mekanik enerji ısı enerjisine dönüştürülebilmektedir. (Robert Mayer 1840). S.I.birim sistemine göre bu denklik bilindiği üzere şöyledir. $1\text{Nm}=1\text{J}=1\text{Ws}$ 'dir.

Termodinamiğin ikinci kanununa göre iş tümüyle ısıya çevrilebildiği halde tersi, yani ısının işe çevrilmesi sınırlıdır.

Bu yasanın çeşitli anlatımları vardır. Bunlardan bazıları aşağıdaki gibidir.

a) Isı kendiliğinden bir düşük sıcaklık kaynağından yüksek sıcaklık kaynağına akamaz.

b) Çevre ısını her hangi bir enerji harcamaksızın işe çevirebilen bir makina yapılamaz.

c) Isıdan iş sağliıyabilmek için iki ayrı sıcaklıktaki ısı kaynaklarına gereksinim vardır, ve ancak bunun belli bir kısmı işe çevrilebilir.

d) Anerjiden (örneğin çevre ısısı) ekzerji (teknik kullanılabilen iş) elde edilemez. (Isı pompaları dışında)

3.1.1. EKSERJİ KAVRAMI⁽¹⁾ _____:

Süreçlerin ekserji analizini temelini oluşturan yaklaşım ısı, entalpi gibi değişik enerji türlerinin biri yararlı diğeri yararsız iki değişik kısmı olduğunun kabul edilmesidir.

Enerji = Ekserji (İşe Yarar) + Anerji (İşe Yaramaz)

Herhangi bir enerji türünün (ısı, entalpi v.b.) ne kadarının işe yarayan ekserji olduğunun belirlenebilmesi için ekserjinin tanımlanması gerekmektedir. Ayrıntılı ve nicel hesaplarda kullanmak üzere Bosnjakoviç şu tanımlı yapmıştır.

"Ekserji, tersinir bir süreç sonucunda çevre ile denge saklandığı takdirde kuramsal olarak elde edilebilecek maksimum iş miktarıdır".

Bosnjakoviç'in tanımına uygun olarak ekserji'nin hesaplanabilmesi için;

1) Çevrenin sıcaklık, basınç ve kimyasal kompozisyonunun kesinlikle belirtilmesi ve,

2) Tersinir bir sürecin var olduğunun kabul edilmesi gerekmektedir.

Diğer termodinamik analizler gibi, ekserji analizi için de tersinir sürecin nasıl olduğunun bilinmesi gerekli değildir, sadece bu sürecin başlangıç/giriş noktaları ile bitiş/çıkış noktaları için geçerli olan koşulların bilinmesi yeterlidir.

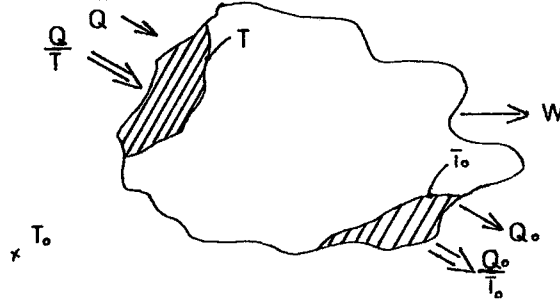
3.1.1.1. Değişik Enerji Türlerinin Ekserjileri :

Termodinamiğin I.ve II.Kanunlarından yararlanılarak iş, ısı ve entalpi gibi değişik enerji türlerinin ekserjileri hesaplanabilir.

İş : Kolayca diğer bir enerji türüne dönüştürülebildiğine göre, Baehr'in tanımı gereği işin tamamı ekserjidir.

$$E_w = W \quad (103)$$

Isı : Isının ekserjisini hesaplayabilmek için aşağıdaki şekilde görülen kararlı sistemi ele alalım. Bu sistem T sıcaklığındaki bir kaynaktan Q kadar ısı alarak W kadar iş yapmakta ve çevreye Q_0 kadar ısı vermektedir. Bu süreç tümüyle tersinir olduğu durumda (not : bunun için Q ve Q_0 ısılarının geçtiği noktalarda sistem sınırındaki sıcaklıklar ve T ve T_0 olmalıdır) Elde edilerek iş miktarı, Bosnjakoviç'in tanımına göre Q ısının ekserjisine eşit olacaktır.



Kapalı sistemler için Termodinamiğin I.Kanunu Göre :

$$Q - W = Q_0 \quad (104)$$

Tersinir Süreçli Kapalı Sistemler için Termodinamiğin II.Kanununa Göre;

$$\frac{Q}{T} - \frac{Q_o}{T_o} = 0$$

(105)

104 ve 105 nolu denklemlerden şu denklem elde edilir.

$$W - Q\left(1 - \frac{T_o}{T}\right) = 0$$

(106)

Ohalde, herhangi bir T sıcaklığındaki Q ısıısının ekserjisi E_o , aşağıdaki gibi ifade edilebilir.

$$E_o = Q\left(1 - \frac{T_o}{T}\right)$$

(107)

Entalpi : Entalpi'nin ekserjisi de benzer şekilde bulunabilir. Aşağıdaki şekilde görülen Tersinir Süreçli Kararlı Kapalı Sisteme Termodinamiğin I ve II kanunları uygulandığında;

$$H - H_o - Q_o - W = 0$$

(108)

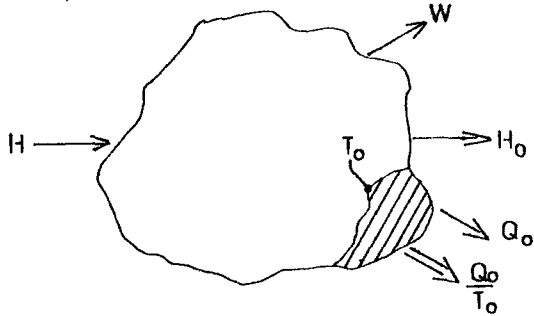
$$\frac{-Q_o}{T_o} + S - S_o = 0$$

(109)

Bu son iki denklemden,

$$W = H - H_o + T_o(S - S)$$

(110)



Yukarıda iş için elde edilen ifade, T_o sıcaklığındaki

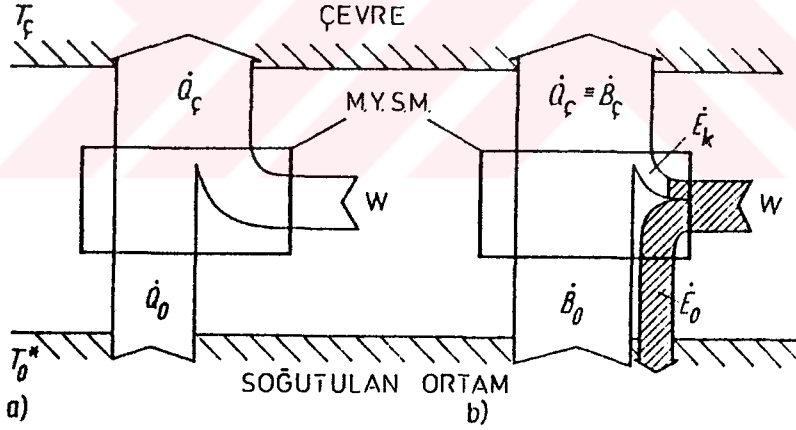
ısının ekserjisinin de sıfır olmasından ötürü, aynı zamanda entalpinin ekserjisine eşit olacaktır.

$$E_H = H - H_0 + T_0 (S_0 - S) \quad (111)$$

3.1.2. MEKANİK YOĞUNLAŞTIRMALI ÇEVİRİM :

Çevrimin temel termodinamik irdelemesi bölüm 2.4.'de yapılmıştır, ve orada soğutma prosesinin sol yönde çalışan bir çevrim olduğu ve işletim için gerekli işin mekanik yoğunlaştırıcının sağladığı görülmüştür. Soğutkan, soğutulacak ortamdan, soğutma kapasitesi Q_0 'ı almakta ve çevreye Q_f ısını vermektedir. Bu işlem için W işletim işinin harcanması gerekmektedir. Termodinamiğin I.Kanununa göre salt ısı akılarını göz önünde bulundurmamız durumda aşağıdaki denklemi elde ederiz.

$$\dot{Q}_f = \dot{Q}_0 + W \quad (112)$$



Şekil 3-1 : Mekanik Yoğunlaştırmalı Soğutma Makinasının Şeması.

- a. Enerji Akış Şeması b. Ekserji-Anerji Akış Şeması
(Tersinir Miktarlar Taralıdır)

Mekanik Yoğunlaştırmalı soğutma makinalar birbirleriyle ϵ (Etkinlik) değerine göre karşılaştırılmaktadır. Etkinlik, "Yararın" ($\dot{Q}_0$ soğutma kapasitesi) "bedele" (W Yoğunlaştırma işi) oranı olup,

$$\epsilon = \frac{\dot{Q}_0}{W}$$

(113)

olarak elde edilmiştir. Etkinlik verisi ancak termodinamiğin I.Kanununa göre hızlı bir enerji değerlendirmesi sunabilmektedir. Bu veri sağ yönlü proseslerde sözü edilen verim ile karıştırılmamalıdır. Çünkü burada sadece iki ayrı kapasite karşılaştırılmaktadır. Bunun sonucunda ϵ 'un soğutma sistemlerinde birden büyük olmaktadır. ($\epsilon > 1$)

Farklı, düşük sıcaklık ve yüksek sıcaklık kaynakları arasında çalışan değişik soğutma proseslerinin karşılaştırılması durumunda ise etkinlik değeri bir işe yaramamaktadır. Bu durumda termodinamiğin II.Kanununda göz önünde bulunduran, soğutma kapasitesi ekserjisi ile mekanik yoğunlaştırıcının işletim işi w kullanılmaktadır. Buradan sağlanan yarar ile bedel arasındaki ilişkiye v "İyilik Derecesi" (Ekserji Verimi, Tersinirlik Derecesi) denilmektedir.

$$v = \frac{\dot{E}_0}{W} = \frac{\dot{E}_0}{\dot{E}_0 + \dot{E}_k}$$

(114)

Burada $\dot{E}_k$, tersinmez çalışan makinanın iş kaybıdır.

$\dot{Q}_0$ ve $\dot{Q}_\phi$ ısıların sonsuz küçük sıcaklık farkı ile

aktarılmaları durumunda ($\Delta T=0$) yani tersinir çevrimde, şekil 3-1'deki sıcaklık değerlerinin kullanılmasıyla () nolu denklem soğutma prosesi için düzenlenerek şu veri yazılabilir.

$$\dot{E}_o = \left(\frac{T_c}{T_o^*} - 1 \right) \dot{Q}_o$$

(115)

Soğuk odadan ise, şu Anerji Verdisi uzaklaştırılacaktır.

$$\dot{B}_o = \dot{Q}_o + \dot{E}_o = \frac{T_c}{T_o^*} \cdot \dot{Q}_o$$

(116)

Etkinlik ϵ ve İyilik Derecesi ν arasında şu bağıntıyı türetmek mümkündür.

$$\epsilon = \frac{\dot{Q}_o}{W} = \frac{\dot{Q}_o}{\dot{E}_o} \cdot \frac{\dot{E}_o}{W} = \frac{T_o^*}{T_c - T_o^*} \cdot \nu$$

(117)

Buna göre verilen T_o^* ve T_c sıcaklıklarında tersinir soğutma prosesinin maksimum etkinliği, $\nu=1$ konularak elde edilebilir.

$$\epsilon_{\max} = \frac{T_o^*}{(T_c - T_o^*)}$$

(118)

Bu mükemmel Carnot çevriminin etkinliği (ϵ_c) dir. Görülüyorki İyilik Derecesi ν mükemmel prosese yaklaşımlı irdelenmektedir.

3.1.3. PROSESİN İÇ VE DIŞ DAVRANIŞI :

Pratik çevrimde, ısı aktarımının $\Delta T=0$ olabilmesi, yani çevrimin tersinir olabilmesi, olası değildir. Termodinamiğin II.Kanununa göre de yoğunlaştırmalı soğutma

çevriminde buharlaşma sıcaklığı T_0 her zaman soğutulan ortam sıcaklığı T_0' dan daha düşük olacaktır ve yoğuşma sıcaklığı T_0 de her zaman çevre sıcaklığı T_c den daha yüksek olacaktır.

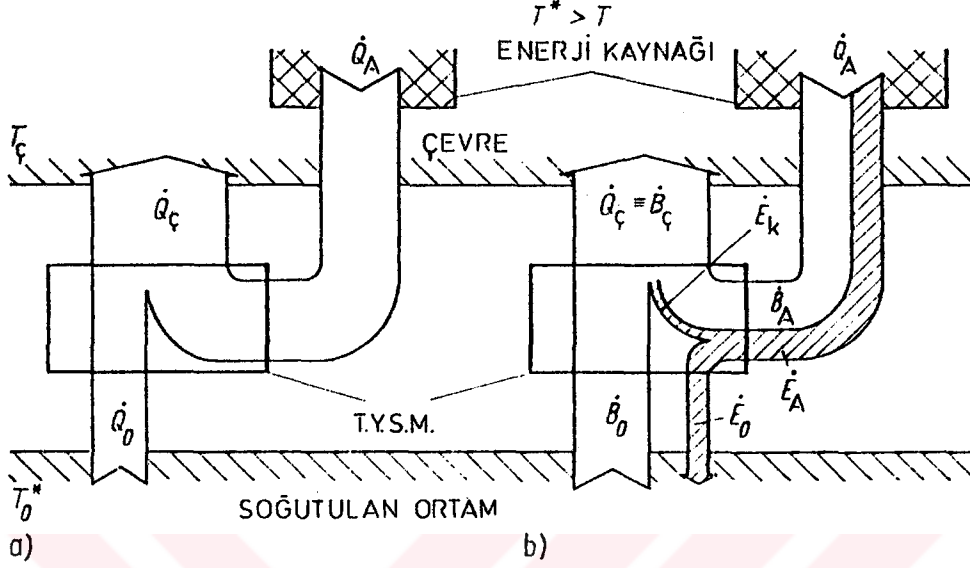
Soğutma tekniğinde iç davranış adı altında çevrim içi buharlaşma sıcaklığı T_0 ve yoğuşma sıcaklığı T_c anlaşılmaktadır. Bu sıcaklıklar ile v ve e değerleri oluşturulmakta, ancak ısı aktarımının "iyiliği" değerlendirilmemiş olmaktadır. Genelde pratikte böyle bir değerlendirmeye gidilmekte ve bunlara göre yoğunlaştırıcılar seçilmekte ve karşılaştırılmaktadır. Yoğunlaştırıcılar için ek bazı proses sıcaklıklarının yanında T_0 ve T_c sıcaklıkları standardize edilmiş olup, bunlara göre değerlendirme yapılmaktadır.

Dış davranış, soğuk oda sıcaklığı $T_0' > T_0$ ve çevre sıcaklığı $T_c < T_0'$ ye dayanmaktadır. Dış davranış, buharlaştırıcı ve yoğuşturucudaki ısı aktarımını da içerdiği için pratikte son derece önemlidir.

3.1.4. TERMİK YOĞUNLAŞTIRMALI (SOĞURMALI) ÇEVİRİM :

Soğurmalı soğutma çevriminin işletim enerjisi ısı enerjisi $\dot{Q}_1$ dir. Bu yüksek sıcaklık kaynağının değeri $T_1' > T_0$, çevrim içersinde T_0 değerine düşmekte ve çevreye soğutma ile ısıtma enerjilerinin toplamı atılmaktadır. $\dot{Q}_2 = \dot{Q}_1 + \dot{Q}_1$

Mekanik Yoğunlaştırmalı Çevrimde makinaya işletim enerjisi olarak salt ekserji verilirken soğurmalı soğutma makinasında termodinamiğin II.Kanununa göre daha önce türettiğimiz gibi yüksek sıcaklık kaynağının ısı verdisi olan $\dot{Q}_1$ nin ancak ekserjik kısmı olan $\dot{E}_1$ soğutma işleminde kullanılmaktadır. Bu dezavantaj soğurmalı soğutma makinasında fazla aygıtsal harcama ve fazla soğutma suyu kullanımına neden olmaktadır. Ancak, $\dot{E}_1$ ekonomik değeri düşük termik enerjilerden sağlama olanağı söz konusudur ki bu atık veya alternatif enerjilerin kullanımı ile ilgili son derece önemli bir hususdur. (Atık buhar, sıcak su, güneş enerjisi v.b.)



Şekil 3-2 : Termik yoğunlaştırmalı (Soğurmalı) Soğutma Makinasının Şeması. a) Enerji Akış Şeması (TD.I.Kanunu) b) Ekserji-Anerji Akış Şeması (TD.II.Kanunu) (Tersinir Enerji Miktarları taralı alanlardır)

Bölüm 1.4.'de ayrıntılı biçimde açıklandığı gibi soğurmalı soğutma çevriminin enerji değerlendirmesi "Isıl ilişki" ile yapılmaktadır.

$$\zeta = \frac{\dot{Q}_O}{\dot{Q}_A}$$

(119)

Bu değer mekanik yoğunlaştırmada adı geçen etkinlik gibi yine gerçek bir verim ifadesi değildir, çünkü enerji verdilerinin termodinamik değerlilikleri gözardı edilmekte ve salt kapasiteler karşılaştırılmaktadır.

İyilik Derecesini elde etmek üzere 119 nolu denklemdeki ısı verdiler yerine ekserji verdilerini yazarsak,

$$v = \frac{\dot{E}_o}{\dot{E}_A}$$

(120)

Çevrimin dış davranışı için ekserjileri irdelersek aşağıdaki denklemler elde edilir.

$$\dot{E}_o = \frac{T_c - T_o^*}{T_o^*} \cdot \dot{Q}_o$$

Soğutma Ekserjisi (121)

$$\dot{E}_A = \frac{T_A^* - T_c}{T_A^*} \cdot \dot{Q}_A$$

Ayrıştırma Ekserjisi (122)

Buradan ısı ilişkisi çevrimin dış davranışına göre yazalım,

$$\zeta^* = \frac{\dot{Q}_o}{\dot{Q}_A} = \frac{\dot{Q}_o}{\dot{E}_o} \cdot \frac{\dot{E}_A}{\dot{Q}_A} = \frac{\dot{E}_o}{\dot{E}_A} = \frac{T_o^*}{T_c - T_o^*} \cdot \frac{T_A^* - T_c}{T_A^*} \cdot v$$

(123)

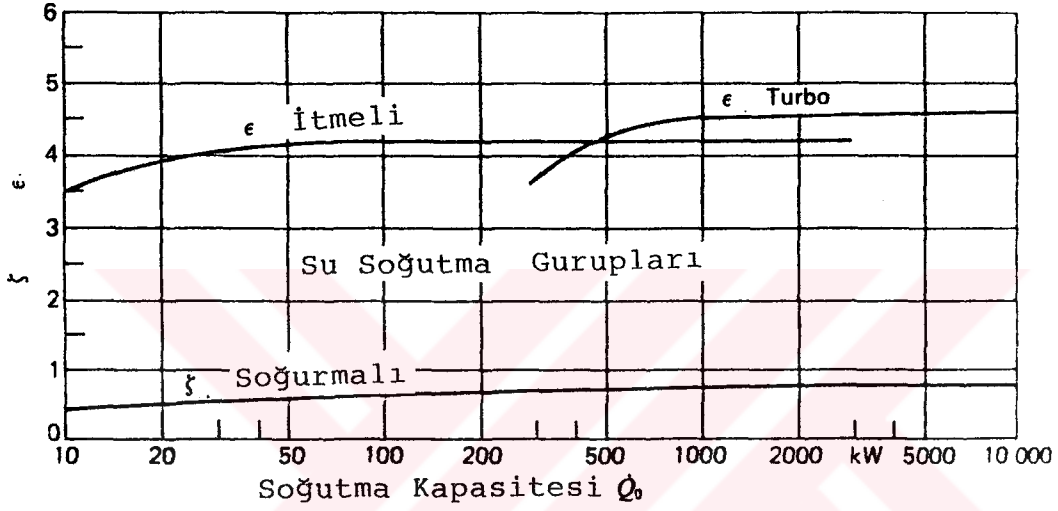
Buradan (117) nolu denklemi de kullanarak aşağıdaki ifadeyi elde edebiliriz.

$$\zeta^* = \frac{T_A^* - T_c}{T_A^*} \cdot e^*$$

(124)

Buradan açıkça görünmektedirki, soğurmalı soğutma makinasının ısı ilişkisi ζ^* , aynı T_o^* ve T_c sıcaklık kaynakları arasında çalışan mekanik yoğunlaştırmalı soğutma makinasından daha küçük olacaktır. Çünkü mekanik yoğunlaştırmalı soğutma makinasında

$(T_A - T_f') / (T_A')$ kısmı, elektrik enerjisi üretiminin elektrik güç santralinde yapılmasından ötürü etkinlik değerinde gözönüne alınmamaktadır.



Diyagram3-1: Su soğutma gurupları için ilk yaklaşım verileri [anma koşulları için belirlenmiş pistonlu ve turbo yoğunlaştırıcı etkinliği ϵ ve soğurmali yoğunlaştırıcı ısıt ilişkisi ζ , üreticisine göre bu değerlerde $\pm \%10$ ile $\pm \%20$ arasında oynama olmaktadır.

[Taschenbuch Für Heizung v.Klima Technik ,S.1618, 90/91, Recknagel-Sprenger-Hönnmann, Oldenbourg/FRG.]

Yukarıdaki diagramda verilen ζ değerleri tek kademeli

soğurmalı soğutma makinası için olup, bu değer iki kademeli çevrimde 500 ile 6000 kW soğutma kapasitesi için 1.2 civarındadır

3.1.5 TERMİK İLE MEKANİK YOĞUNLAŞTIRMALI SOĞUTMA MAKİNALARININ KARŞILAŞTIRILMASI :

Soğutma suyu sıcaklığı 29 °C, soğuk su sıcaklığı 12/6 °C şartlarındaki 500 kW soğutma kapasitesi ve daha yukarıdaki soğutma uygulamalarında Soğurmalı Soğutma Makinasının ısı ilişkisi 1.2 olurken, turbo yoğunlaştırıcılı soğutma makinasının etkinliği 5 olmaktadır.

Yukarıdaki verilerden yola çıkarak termik ile mekanik yoğunlaştırmalı makinaları ekserjileri ve primer enerji kullanımlarına göre karşılaştıralım.

A) Ekserji Karşılaştırması :

Aşağıdaki değerlendirmede sadece yoğunlaştırma makinaları gözönüne alınmaktadır. Bir başka deyişle bir soğutma sisteminin diğer elemanları olan soğutma kulesi, pompalar vs.değerlendirme dışıdır.

a) Termik Yoğunlaştırıcı (iki Kademeli ve Doğrudan Doğal Gaz Yakmalı) :
Soğutma Ekserjisi :

$$\dot{E}_o = \frac{T_c - T_o^*}{T_o^*} \cdot \dot{Q}_o = \frac{35,5 - 6 + 273 - 273}{273 + 6} \cdot \dot{Q}_o = 0,10574 \cdot \dot{Q}_o$$

(125)

Ayrıştırma (Isıtma) Ekserjisi :

$$\dot{E}_A = \frac{T_A^* - T_c}{T_A^*} \cdot \dot{Q}_A = \frac{159 - 35,5 + 273 - 273}{273 + 159} \cdot \dot{Q}_A = 0,2859 \cdot \dot{Q}_A$$

(126)

Bu denklemlerden iyilik derecesi,

$$v_{ter}^* = \frac{\dot{E}_o}{\dot{E}_A} = \frac{0,10574 \cdot \dot{Q}_o}{0,2859 \cdot \dot{Q}_A} = \frac{0,10574}{0,2859} \cdot 1,2 = 0,444$$

(127)

$$v_{tersinix} = 844,4$$

b) Mekanik Yoğunlaştırıcı,

Soğutma Ekserjisi :

$$\dot{E}_o = \frac{35-6+273-273}{273+6} \cdot \dot{Q}_o = 0,10394 \cdot \dot{Q}_o$$

(128)

İşletim enerjisi termik santralden doğrudan ekserji biçiminde gelmesinden ötürü ,

$$\dot{E}_w = W = 0,2 \cdot \dot{Q}_o$$

Bu denklemlerden iyilik derecesi,

$$v_{mek} = \frac{\dot{E}_o}{\dot{E}_w} = \frac{0,10394}{0,2 \cdot \dot{Q}_o} \cdot \dot{Q}_o = 0,52$$

(129)

C. Yorum : Yukarıda yapmış olduğumuz ekserji karşılaştırmasında $v_{mekanik} > v_{termik}$ elde edilmiştir. Buna göre çevrimde birincil enerji kaynaklarından sağlanan ekserjinin, soğutma ekserjisine dönüştürülmesi bakımından mekanik yoğunlaştırmalı makina daha başarılıdır.

Yukarıdaki enerjiler yönünden yapılan değerlendirmede termodinamik açıdan mekanik yoğunlaştırmalı çevrimin üstün olduğu görülmektedir. Diğer yandan primer enerji kullanımı

yönünden yapılan değerlendirmede iki makina aşağı yukarı aynı özelliğe sahiptir.

Ancak, yapılan inceleme soğutma sisteminde enerji tüketen diğer elemanların gözönüne alınmamasından ötürü yetersizdir. Bir sonraki bölümde bu iki çevrimi ekonomik açıdan irdelerken diğer tüm elemanlar gözönüne alınacaktır.

3.2. EKONOMİK YÖNDEN DEĞERLENDİRME :

Değerlendirme aşağıdaki şu kıstaslara göre yapılmıştır.

Değerlendirmenin Yapıldığı Yer : Stuttgart/ALMANYA

Soğutma Suyu Sıcaklığı (Kule Dönüşü) : 29 °C

Yaş Termometre Sıcaklığı : 22 °C

Soğuk Su Sıcaklığı (Dönüş/Gidiş) : 12/6°C

Soğutma suyu Boru hattı 30 m.alınmış olup, basınç kaybı 2,5 bar seçilmiştir.

Soğuk su suyu boru hattı 30 m. alınmış olup, basınç kaybı 2,5 bar seçilmiştir.

Soğutma kulesi devresinin taze su gereksinimi 3 lt./kWh alınmıştır.

Temiz suyun bedeli 3 DM./m³

Atık Suyun miktarı 0.8 lt./kWh alınmıştır.

Atık suyun bedeli 2 DM./m³

Çalışma süresi 3000 saat/yıl olup, kısmi yük oranı %50 alınmıştır.

Amortizasyon süresi : 15 yıl

Amortizasyon faktörü : 0.12406

Faiz oranı : %9

Doğalgaz Alt Isıl Değeri : 10.02 kWh/S.m³

Elektrik Bedelleri ise, kapasite bedeli 250 DM/kW.yıl

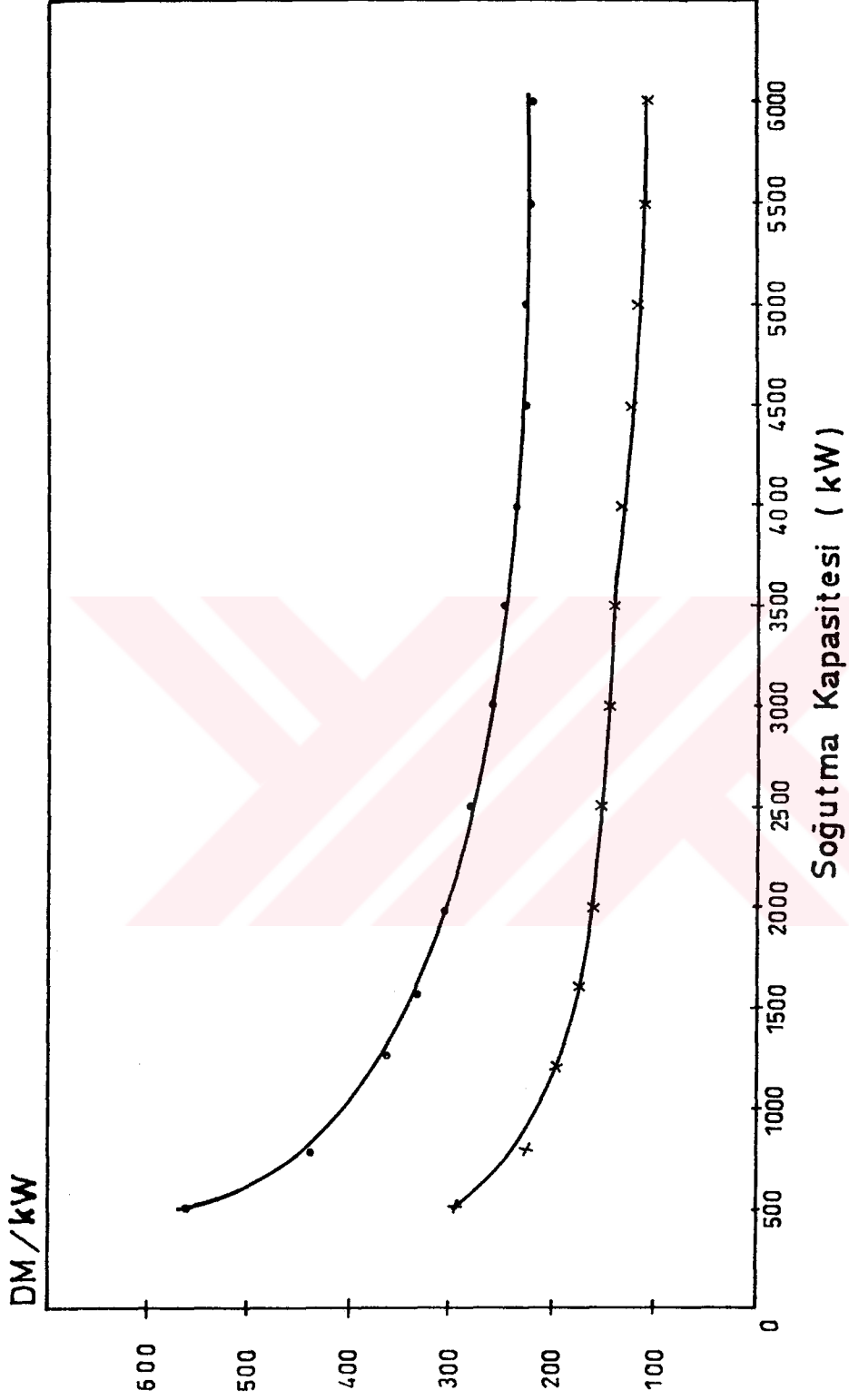
Güç bedeli 0.20 DM/kWh

Buradan bileşik bedel 550 DM/kW

Aygıtın bakım masrafları alış ücretlerine göre belirlenmiştir. Buna göre, soğurmali soğutma makinası %2, turbo soğutuma makinası %2 , soğutma kulesi %2 diğer ekipmanlar %1 alınmıştır.

Özgöl Makina Fiatları

84

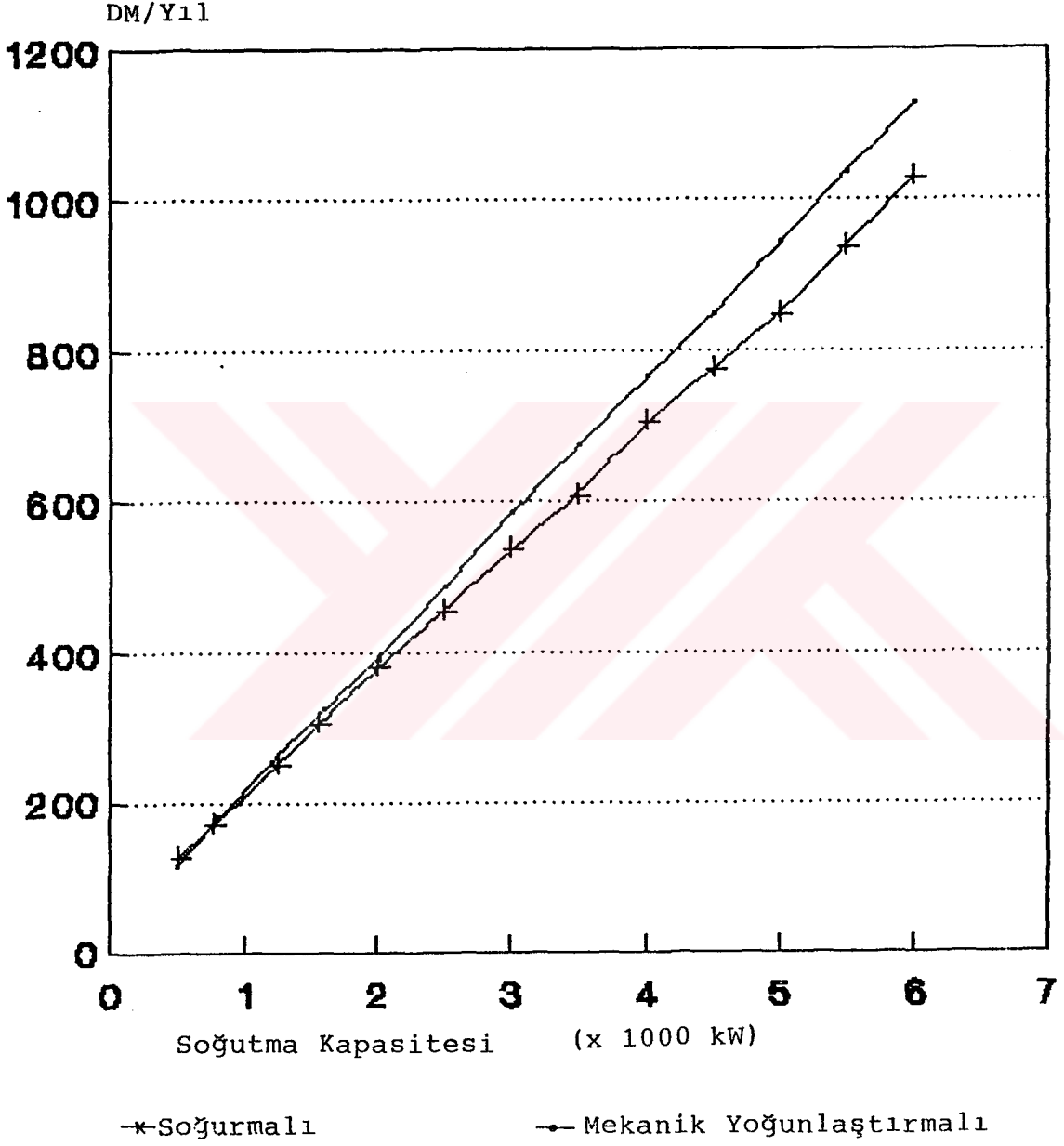


Soğuk Su 12 / 6 C , Soğutma Suyu 29 C

Diyagram 3-2

YILLIK TOPLAM MASRAFLAR

Doğrudan Doğal Gaz Yakmalı Soğurmalı Soğutma Sistemi ve
Mekanik (Çevresel) Yoğunlaştırmalı Soğutma Sistemi



İşletme Süresi 1500 h/yıl, Amortizasyon 15 yıl, Faiz Oranı %9
Soğuk Su Sıcaklığı 12 / 6 C, Soğutma Suyu Sıc. 29 C.

Diyagram 3-3

4. SONUÇ

Alternatif enerji (doğal gaz) işletimli soğurmalı soğutma sisteminin ilk yatırım masrafları yüksek ancak buna karşılık işletme masrafları düşüktür.

Yapmış olduğumuz icleme sonucunda 800 kW soğutma kapasitesinden başlamak üzere soğurmalı soğutma sistemi mekanik yoğunlaştırmalı soğutma sisteminden daha avantajlı konuma geçmektedir.

Bir sisteme entegre olacak en uygun soğutma sistemini belirlemek üzere, günlük ve yıllık soğutma kapasiteleri eğrileri çıkarılmakta ve sistem bunlara göre seçilmektedir. Bunun dışında örneğin , yazın var olan soğutma kapasitesi gereksinimiz ,soğurmalı soğutma makinasının işletim enerjisine denk düşüyor ise böyle bir makina üzerinden elde edilen çözüm ayrıca avantajlı olmaktadır.

Ancak ne yazık ki şu sıralar yurdumuzda var olan enflasyon uzun vadeli yatırımların yapılmasına engel olmaktadır.

KAYNAKLAR

- 1) Pohlmann, Taschenbuch Der Kaelte Technik. Bd 1 u.22.1988. C.F. Müller Verlag, Karlsruhe/FRG
- 2) Taschenbuch für Heizung und Klima Technik 90/91. Recknagel-Sprenger-Hönnmann. Oldenbourg/FRG
- 3) Handbuch der Kaelte Technik. Bd 7.1966. Springer Verlag New York/USA
- 4) Glauchau Soğutma Enstitüsü Staj Notları.1991.
- 5) Der Kaelteanlagenbauer. Bd 1 u.2 .1990. Breidenbach. C.F. Müller Verlag, Karlsruhe/FRG
- 6) New Utilization Technologies For Natural Gas Cooling Systems.1990. Atlanta/USA.
- 7) Absorpsiyonlu Soğutma Sistemlerinde Genel Bir Modelin Çıkarılması ve Güneş Enerjisinden İstifade İmkanlarının Araştırılması. Y.Müh. Erdoğan Kibar. Yıldız Üniversitesi Doktora Tezi.1984. İstanbul/TR
- 8) Grundlagen der Kaelte Technik. Jungnickel-Angsten-Kraus, 1990. FRG
- 9) Carrier (Stuttgart/Almanya) Staj Notları.1992.
- 10) Enerji Analizine Giriş. Doç. Dr. Mahir Arıkol. TÜBİTAK. Marmara Bilimsel ve Endüstriyel Araştırma Enstitüsü